

  
Casa abierta al servicio  
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA  
METROPOLITANA/ IZTAPALAPA.

# REPORTES DE BIOTECHNOLOGIA

EVALUACION ECONOMICA DE LA PRODUCCION DE PECTINASAS  
Y CELULASAS POR FERMENTACION EN MEDIO SOLIDO

REALIZADO POR:  
Gerardo CORZO BURGUETE  
Antonio FONSECA QUIROZ  
Iñaki GUIJARO ARRILLAGA  
Gabriela COTA RIVERA  
Gabriela SIMAN ESTEFAN

  
INSTITUT FRANCAIS  
DE RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
POUR LE DEVELOPPEMENT EN COOPERATION

## No. 4

Dentro del convenio de Cooperación Científica entre ORSTOM (Francia) y el CONACYT (México) se llevó a cabo este trabajo de Servicio Social en los Laboratorios de Microbiología del Departamento de Biotecnología de la Universidad Autónoma Metropolitana d'Iztapalapa (UAM-I). El autor agradece al Dr. Sebastián ROUSSOS y Wilfrido RODRIGUEZ por la edición de este reporte.



Casa de la Ciencia  
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA  
METROPOLITANA IZTAPALAPA

Av. Michoacán y La Purísima, Iztapalapa,

Apartado postal 55-532, México 13, D.F.

Teléfono: 686-03-22, 686-16-11



INSTITUT FRANÇAIS  
DE RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
POUR LE DÉVELOPPEMENT EN COOPÉRATION

MISSION ORSTOM-MEXIQUE

Calle Homero 1801-404  
Colonia Los Morales  
11510 México, D. F.

UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA - UNIDAD IZTAPALAPA.  
DEPARTAMENTO DE BIOTECNOLOGIA  
AVENIDA MICHOACAN Y PURISIMA  
Apartado Postal 55-535 ; 09340 MEXICO D.F.

EVALUACION ECONOMICA DE LA PRODUCCION DE PECTINASAS Y  
CELULASAS POR FERMENTACION EN MEDIO SOLIDO EN MEXICO.

INTEGRANTES DEL EQUIPO:

CORZO BURGUETE GERARDO  
SIMAN ESTEFAN GABRIELA  
RIVERA COTA GABRIELA  
FONSECA QUIROZ ANTONIO  
GUIJARRO ARRILLAGA INAKI

ASESOR : SEVASTIANOS ROUSSOS

PROYECTO PAQUETE TECNOLOGICO

MEXICO DF., 7 DE OCTUBRE DE 1986

## INDICE

	Pagina
INTRODUCCION	1
I.1 Objetivos	1
I.2 Antecedentes	1
I.3 Justificacion	3
II INVESTIGACION DE MERCADO	5
II.1 Objetivo	5
II.2 Justificacion	5
II.3 Materia prima	6
II.3.1 Bagazo de caña	6
II.3.2 Salvado de trigo	12
II.3.3 Urea y sales minerales	16
II.3.4 Melaza	18
II.3.5 Harina de yuca	19
II.3.6 Desecho de manzana	19
II.4 Competencia	20
II.5 Utilizacion de pectinasas	24
II.6 Utilizacion de celulasas	25
II.7 Mercado	25
II.8 Tendencia de mercado	27
II.9 Mercado internacional de enzimas	30
II.10 Nombre de la empresa	33
II.11 Logotipo	33
II.12 Nombre del producto	33
II.13 Catalogos	34
III CAPACIDAD DE LA PLANTA	53
IV CALENDARIZACION DE LA PRODUCCION	56
V LOCALIZACION DE LA PLANTA	58
VI SELECCION DE EQUIPO Y DE TECNOLOGIA	66
VI.1 Comparacion fermentacion solida - fermentacion liquida	66
VI.2 Descripcion de la produccion de celulasas a nivel piloto	69
VI.2.1 Produccion del inculo	69
VI.2.2 Acondicionamiento del sustrato	71
VI.2.3 Fermentacion	71
VI.2.4 Fermentador	71
VI.2.5 Recuperacion de las celulasas	73
VI.3 Descripcion de la produccion de pectinasas a nivel piloto	76
VI.3.1 Preparacion del inculo	76
VI.3.2 Fermentacion	76

VI.3.3 Recuperacion de enzimas -	78
VI.4 Seleccion de tecnologia y equipo	79
VI.4.1 Produccion del inoculo	79
VI.4.2 Medio de cultivo	80
VI.4.3 Tanque agitado	80
VI.4.4 Mescladora de solidos	80
VI.4.5 Autoclave	81
VI.4.6 Zymotis	82
VI.4.7 Compresora para zymotis	82
VI.4.8 Secador de charolas	82
VI.4.9 Bombas y compresoras	84
VI.4.10 Extraccion de jugo concentrado	84
VI.4.11 Concentracion del jugo conteniendo la mezcla enzimatica	85
VI.4.12 Caldera	87
VI.4.13 Transporte	87
VI Diagrama de bloques y de procesos	90
II IDENTIFICACION DE CORRIENTES	95
VIII LISTA DE EQUIPO Y ESPECIFICACIONES	99
1. Matraz para mezclado de medio de esporulacion	99
2. Bodellas de esporulacion	99
3. Autoclave	99
4. Cuarto de incubacion	100
5. Filtro para suspension de esporas	100
6. Tanque con agitador	100
7. Mescladora de solidos	100
8. Fermentador Zymotis	101
9. Secador de charolas	101
10. Compresora para Zymotis	102
11. Compresora para aire de autoclave	102
12. Bomba para Zymotis	103
13. Bomba para agua de tanque de almacenamiento	103
14. Compresora para esporuladores	103
15. Prensa hidraulica	103
16. Tanque colector	104
17. Bomba para evaporador	104
18. Evaporador al vacio de tubos verticales	104
19. Eyector	104
20. Condensador barometrico	105
21. Ventilador para secador por aspersion	105
22. Calentador de aire del secador	105
23. Secador por aspersion	105
24. Ciclon	106
25. Generador electrico	106
26. Tanque de almacenamiento de agua	106
27. Caldera	106

IX	ANALISIS ECONOMICO	108
	IX.1 Memorias de calculo de la estimacion de costos de equipo	111
	IX.2 Memoria de calculo del capital de trabajo	118
	IX.2.1 Inventario de materia prima	119
	IX.2.2 Inventario de materiales en proceso	119
	IX.2.3 Inventario de producto terminado	119
	IX.2.4 Efectivo en caja	120
	IX.2.5 Cuentas por pagar	120
	IX.2.6 Cuentas por cobrar	120
	IX.3 Calculo de la mano de obra	125
X	FINANCIAMIENTO	128
	X.1 Precio del producto en base de mercado	135
	X.2 Estimacion del puntode equilibrio	143
I	MEMORIAS DE CALCULO DE EQUIPO	144
	XI.1 Autoclave	145
	XI.2 Tanque mezclador de sales y melaza	153
	XI.3 Mezcladora de solidos	156
	XI.4 Secador de charolas y equipo accesorios	158
	XI.5 Compresora para Zymotis	163
	XI.6 Compresora para autoclave	166
	XI.7 Calentador de aire para autoclave	168
	XI.8 Bomba para Zymotis	169
	XI.9 Tanque elevado de almacenamiento de agua y bomba de alim.	170
	XI.10 Compresora para botellas de esporulacion	172
	XI.11 Prensa hidraulica	173
	XI.12 Tanque recolector	176
	XI.13 Bomba para evaporador de agua	177
	XI.14 Evaporador y equipo accesorio	181
	XI.15 Tanque colector de concentrado	187
	XI.16 Bomba de secador por aspersion	188
	XI.17 Secador por aspersion y equipo accesorio	190
	XI.18 Dimensiones del secador por aspersion	196
	XI.19 Gasto de combustible en la caldera	198
	ONCLUSIONES	200
	BIBLIOGRAFIA	201
	IRECTORIO	204
	RESUMEN	209

## EVALUACION ECONOMICA DE LA PRODUCCION DE PECTINASAS Y CELULASAS POR FERMENTACION EN MEDIO SOLIDO EN MEXICO

### I INTRODUCCION

#### I.1 - OBJETIVOS

Llevar a cabo un analisis de mercado en Mexico; realizar un estudio tecnico y financiero de la produccion de pectinasas y celulasas por fermentacion solida en un reactor estatico.

#### I.2 - ANTECEDENTES

Las enzimas se definen como biocatalizadores de naturaleza proteica. A nivel agroindustrial se utilizan para mejorar las propiedades de ciertas materias primas asi como para transformarlas.

Su uso presenta ventajas por su accion especifica que evita la formacion de subproductos, por ser de origen natural y por funcionar en condiciones moderadas de temperatura y de pH sin requerir de condiciones drasticas que alteren las propiedades fisicoquimicas del producto. Ademas, actuan en bajas concentraciones, su velocidad de reaccion puede controlarse y se inactivan con facilidad una vez que se logro el cambio deseado. La principal limitacion para su utilizacion industrial es, en muchos casos, su alto costo de produccion.

La fuente mas comun para la obtencion de enzimas comerciales es microbiologica, aunque tambien se extraen de tejidos vegetales y animales. De las dos mil enzimas caracterizadas en la actualidad, tan solo unas treinta son utilizadas comercialmente. Las de mayor impacto son las proteasas, las amilasas, la renina y sus sustitutos, y la glucosa isomerasa. El numero de enzimas de origen microbiano ha aumentado en los ultimos anos ya que se pueden producir a gran escala, mas aun cuando estas son extracelulares pues no requieren de operaciones sofisticadas y costosas para su recuperacion.

Basicamente, existen dos metodos de produccion para enzimas microbianas:

- el cultivo en medio liquido y
- el cultivo en medio solido.

Este ultimo ofrece diversas ventajas en relacion al primero cuando se trata de enzimas extracelulares de origen fungico:

- se requiere de menor capital de inversion,
- la tecnologia es sencilla,
- los requerimientos de agua y energia son bajos,
- se deben controlar menos parametros,
- los problemas de tratamiento de efluentes son minimos, y, sobre todo,
- las enzimas se obtienen mas concentradas, lo cual reduce los costos de su recuperacion.

La remocion de calor metabolico y el control de la humedad del producto constituyen las principales limitaciones del cultivo en solido y dificultan el escalamiento de los procesos a un nivel industrial (Raimbault, 1981).

Las enzimas pecticas son sintetizadas por plantas superiores, hongos, levaduras y algunas bacterias. Se dividen en :

- glucosidasas, que despolimerizan las moleculas de pectina sin afectar su grado de esterificacion,
- liasas y esterases que desesterifican las pectinas sin afectar su grado de polimerizacion.

Los hongos son capaces de sintetizar mas de una enzima pectica, por lo que de ellos se pueden obtener mezclas altamente activas. Ademas, por ser enzimas extracelulares su costo es relativamente bajo, lo cual permite su utilizacion industrial. Las pectinasas se emplean en la manufactura de productos que requieren de la hidrolisis de pectina (extraccion y clarificacion de jugos de frutas), en el enriado de fibras textiles, en el curado de cafe y tabaco y en la extraccion de aceite de coco (referencia).

Por otro lado, las celulasas se definen como un complejo polienzimatico capaz de degradar la celulosa, pues tienen la facultad de hidrolizar los enlaces glicosidicos B-1,4.

Como es bien sabido la celulosa es el constituyente principal de todos los vegetales. -Es-pues-una fuente potencial de azucares libres y por tanto de energeticos



(metano y alcoholes). Los residuos agrícolas tales como el bagazo de caña pueden ser utilizados para la producción de celulasas por medio de procesos fermentativos que involucran hongos celulolíticos.

Aunque hasta la fecha las celulasas han recibido poca aplicación a nivel industrial, podrían utilizarse para aumentar la digestibilidad de los productos forrajeros, para reducir la contaminación por desechos agroindustriales como el bagazo de caña y para la producción de energéticos a partir de desechos lignocelulósicos (metano y alcoholes). Actualmente se emplean para el ablandamiento de papel y como un reactivo para aislar proteínas de soya.

### I.3 - JUSTIFICACION:

Actualmente la mayoría de los procesos utilizados industrialmente para la producción de enzimas emplean cultivos líquidos. En México no se producen ni pectinasas ni celulasas: se importan básicamente a través de representantes de grandes transnacionales en el área de las enzimas. Así, la producción de estas enzimas en México evitaría el pago de costosas divisas.

En el Departamento de Biotecnología de la UAM, Unidad Iztapalapa, existe un grupo de investigación que junto con ORSTOM ( Instituto Frances de Investigación Científica para el Desarrollo en Cooperación ), un organismo Frances, está desarrollando una nueva tecnología que emplea el cultivo en medio sólido para la producción de biomasa, de enzimas como pectinasas, celulasas, glucoamilasas y otros metabolitos de alto valor agregado.

Actualmente, dicha investigación se encuentra ya a nivel semi piloto, lo cual permite estimar los costos de producción, la productividad y la inversión requerida (entre otros) ya a nivel industrial.

A pesar de que el proceso no está aun optimizado, es importante conocer el orden de magnitud de dichas cantidades para estimar las posibilidades del producto en el mercado Mexicano, en relación a la competencia. Se requiere pues de un análisis de mercado que identifique a la competencia, las fuentes de materia prima, los compradores y el mercado potencial.

El análisis de mercado debe permitir fijar el volumen de producción, y por lo tanto, la capacidad de la planta. Puesto que solo se tienen datos a nivel semipiloto, se debe hacer un escalamiento, fijado por la capacidad de la planta deseada. Ya entonces, con el proceso bien definido, se podrán

estimar los costos de producción, la inversión, y, evaluar la factibilidad económica del proyecto (rentabilidad, valor presente, tasa interna de retorno, amortización de la inversión, análisis de sensibilidad...).

Como ya se mencionó con anterioridad, básicamente existen dos métodos para la producción de enzimas microbianas por cultivo en medio líquido o en medio sólido. A pesar de que se quiere evaluar el cultivo en medio sólido, debe hacerse una comparación bibliográfica de ambos métodos para justificar la selección.

Finalmente, cabe mencionar las ventajas que tendría el producir pectinasas y celulasas en nuestro país:

- se evitaría el pago de costosas divisas,
- se abriría una nueva fuente de trabajo,
- se reduciría la dependencia tecnológica del extranjero,
- sería un ejemplo de desarrollo tecnológico nacional,
- se ayudaría a la eliminación de la contaminación por desechos agroindustriales y
- se contribuiría al mejoramiento de la alimentación animal.

## II INVESTIGACION DE MERCADO

### II.1 - OBJETIVO

Identificar a los proveedores de materia prima, a la competencia y el mercado para las pectinasas y celulasas en Mexico. Determinar los precios de la materia prima y su disponibilidad. Determinar los costos de transporte de materia prima y de producto terminado.

Estimar la demanda de ambos productos en nuestro pais.

### II.2 - JUSTIFICACION

Como ya se menciona anteriormente, el analisis de mercado en este proyecto se requiere basicamente para determinar la localizacion de la planta asi como su capacidad.

La localizacion hipotetica de la planta se basara principalmente en la ubicacion de la materia prima y del mercado, con el fin de minimizar sus costos, asi como los de su transporte. De aqui que se necesite identificar a los proveedores, determinar su localizacion, sus precios y la disponibilidad de materia prima.

En realidad este analisis debiera ser mucho mas extenso y profundo. Se deberia, entre otras, visitar a cada uno de los proveedores potenciales, conocer la calidad que proporcionan, saber si en realidad su producto esta disponible para la compra o ya esta acaparado por otros consumidores... Sin embargo, la duracion del trimestre escolar no permite profundizar el analisis de mercado.

Por otro lado, la capacidad de la planta, dentro de las limitantes de tipo tecnologico, se fija en base al mercado del producto y a los objetivos de la empresa. Se requiere pues conocer el mercado tanto real como potencial.

Finalmente, es importante identificar a la competencia, saber quien es, como trabaja, cuales son sus precios, sus recursos, su participacion en el mercado...

Resumiendo, se requiere conocer las fuerzas del mercado para pectinasas y celulasas.

### II.3 - MATERIA PRIMA

Las materias primas que se requieren para la producción de pectinasas y celulasas son básicamente las materias utilizadas en el medio de cultivo. Para cada una de ellas se investigó su disponibilidad, su costo y sus posibles proveedores. El corto plazo en el que se desarrolló el proyecto no permitió evaluar su calidad ni identificar a todos los posibles proveedores en la República.

#### II.3.1 -BAGAZO DE CANA

El bagazo de caña es, en volumen, la materia prima más importante. Como ya se mencionó con anterioridad, es un desecho de la industrialización de la caña de azúcar. En promedio contiene 38% de celulosa, 34% de hemicelulosa y 11% de lignina ( Roussos, 1985).

En México existen setenta y dos ingenios azucareros (referencia lista de todos los ingenios). La mayoría de estos, es decir cincuenta y cuatro, son paraestatales, dos funcionan como cooperativas y el resto (dieciséis), son empresas privadas. Todos los ingenios producen bagazo como subproducto. Sin embargo no todos le dan el mismo uso.

El bagazo puede ser utilizado como combustible para ahorrar energía en el mismo ingenio o puede venderse como soporte de melazas y/o granos para alimentos balanceados de ganado. De acuerdo con su tamaño de fibra, se divide en fibra larga o fibra corta (bagacillo). Las fibras largas se utilizan en la fabricación de papel de uso industrial y de conglomerados de madera.

A pesar de los diversos usos que recibe, veintitres de los setenta y dos ingenios tienen un excedente de bagazo, lo cual constituye un grave problema de contaminación ambiental. El bagazo de las empresas privadas y de las cooperativas no se encuentra disponible para la venta al público.

En la tabla # 1 se encuentra la producción de bagazo por año y la cantidad desperdiciada. En la tabla #2 se encuentra la producción de bagazo y el excedente para cada uno de los setenta y dos ingenios. Los probables vendedores son los ingenios paraestatales con excedente. Estos están marcados en verde en la tabla # 3 y en el mapa de la figura # 1, que muestra la localización geográfica de los diversos ingenios. Están divididos en nueve diferentes regiones. Aunque se puede encontrar ingenios en toda la región central, la mayoría se encuentran en el estado de Veracruz. El ingenio más importante del país, San Cristóbal, se encuentra en dicha región.

Tabla. # Producción de bagazo y excedentes (1980-1985).

Año	Prod de Bagazo (Ton)		Excedente (Ton)		Melaza (ton)	
	Paraest	Otros	Paraest	Otros	Paraest	Otros
80	7820320	3149729	1564064	629945	813313	327572
81	7282122	3104860	1456424	629945	757340	322905
82	8150641	2972235	1559397	594447	847666	309112
83	8102212	2371092	1986693	474218	842630	246594
84	7572748	2957243	2030276	591448	787566	307553
85	9558281	2934329	1911656	586865	994061	305170

Los valores fueron estimados de la relación:

% Bagazo de caña

65

10-15

2- 3

20

Combustible

Producción de celulosa

Consumo animal

Excedente

Fuente: Azúcar S.A.

Tabla.# .Produccion de Bagazo y Excedentes por Ingenios (1986).

INGENIOS	BAGAZO PROD. (TON).	EXC. DE BAGAZO (TON).	MELAZA (TON).
<b>NOROESTE.</b>			
EL DORADO	165064.9	57772.715	11385
LA PRIMAVERA	355463.75	-	29327
LOS MOCHIS	404582.47	141603.86	25509
PUGA	255005.1	-	11535
ROSALES	223931.4	78375.99	30043
<b>OCCIDENTE.</b>			
BELLAVISTA	112601.81	39410.6	17021
ESTIPAC	37437.15	-	4569
J. MA. MORELOS	55411.85	54394.1	16608
LA PURISIMA	50017.31	17506.1	6433
M. OCAMPO	121512.66	-	20939
QUESERIA	212449.4	74357.3	19456
SN. FCO. ANECA	177141.55	61999.5	21496
TALA	435294.25	-	53620
<b>BALSAS.</b>			
L. CARDENAS	70387.22	-	68860
PEDERNALES	90618.33	-	11139
PURUARAN	67508.23	-	7845
SN. SEBASTIAN	170139.92	59548.97	19429
STA. CLARA	181029.73	63360.4	20157
<b>CENTRO</b>			
ATENCINGO	325484.06	-	34063
CALIPAN	74089.16	-	9411
CASASANO	82673.64	-	8613
OACALCO	95565.74	-	8589
<b>HUASTECAS</b>			
A. POPULAR	289754.47	-	33371
EL HIGO	177742.16	62209.76	20247
P. DE AYALA	354960.5	-	40234
P. DE SN. LUIS	231340.52	-	24919
P. DE ARRIAGA	304146.03	-	39533
ZAP. PANUCO	226531.45	79303.5	22166
<b>ALTO VERACRUZ</b>			
A. L. MATEOS	266328.0	-	37712
EL POTREPO	421463.59	-	64122
INDEPENDENCIA	136337.7	-	19312
LA CONCEPCION	85460.69	27711.24	10401
LIBERTAD	-	-	-

MAHUITLAN	65931.05	-	10947
SN. MIGUELITO	163183.25	-	20492
TRES VALLES	299415.25	-	36196

## BAJO VERACRUZ

CUATOTULAPAN	179453.6	62803.76	16028
EL MODELO	227326.86	79564.4	29026
LA GLORIA	115588.5	40455.98	14674
SN. CRISTOBAL	936606.04	327812.11	80246
SN. FCO. NARANJAL	178585.34	-	6621
SN. GABRIEL	112684.99	39439.7	11669
SN. PEDRO	368224.1	128878.4	36802

## SURESTE

A. OBREGON	270706.93	94747.4	25770
B. JUAREZ	255331.49	89365.84	18428
H. GALEANA	84974.35	-	7325
NVA. ZELANDIA	-	-	-
STA. ROSALIA	179625	-	17380

## PACIFICO SUR

HUIXTLA	192947.01	675331.45	15508
J.L. PORTILLO	105301.39	36855.48	9641
PUJILITIC	249937.8	-	34222
STO. DOMINGO	51745.26	-	5866

## INDUSTRIA PRIVADA.

EL MOLINO	185195	-	19751
TAMAZULA	359049.6	-	43930
XICOTENCATL	351225.4	-	33970
EL CARMEN	129308.6	-	14506
LA PROVIDENCIA	201887.35	-	21925
MOTZORONGO	282625	-	29213
CTRAL. PROGRESO	142271.5	-	17651
SN. JOSE ABAJO	116134.6	-	14045
SN. NICOLAS	120323	-	13605
EL REFUGIO	143098.2	-	14733
LA MARGARITA	248389.75	-	25324
DOS PATRIAS	34476.4	-	3486
LA JOYA	127237.9	-	11501
CONSTANCIA	159292.35	-	16388

## COOPERATIVAS

EMILIANO ZAPATA	462425.45	-	49953
EL MANTE	221366.4	-	23662

FUENTE: AGENCIA S.A.

I N G E N I O S

INGENIOS PARAESTATALES

1. Delegación Regional del Alto Veracruz
  - 1.1 Adolfo López Mateos
  - 1.2 Potrero
  - 1.3 Independencia
  - 1.4 La Concepción
  - 1.5 Libertad
  - 1.6 Mahuixtlán
  - 1.7 San Miguelito
  - 1.8 Tres Valles
2. Delegación Regional del Bajo Veracruz
  - 2.1 Quatotolápan
  - 2.2 El Modelo
  - 2.3 La Gloria
  - 2.4 San Cristóbal
  - 2.5 San Francisco El Naranjal
  - 2.6 San Gabriel
  - 2.7 San Pedro
3. Delegación Regional del Balsas
  - 3.1 Lázaro Cárdenas
  - 3.2 Pedernales
  - 3.3 Puruarán
  - 3.4 San Sebastián
  - 3.5 Santa Clara
4. Delegación Regional del Centro
  - 4.1 Atencingo
  - 4.2 Calípam
  - 4.3 Casasano
  - 4.4 Oacalco
5. Delegación Regional de las Huastecas
  - 5.1 Alianza Popular
  - 5.2 El Higo
  - 5.3 Plan de Ayala
  - 5.4 Plan de San Luis
  - 5.5 Ponciano Arriaga
  - 5.6 Zapoapita-Pánuco
6. Delegación Regional del Noroeste
  - 6.1 Eldorado
  - 6.2 La Primavera
  - 6.3 Los Mochis
  - 6.4 Puga
  - 6.5 Rosales
7. Delegación Regional del Occidente
  - 7.1 Bellavista
  - 7.2 Estipac
  - 7.3 José María Morelos
  - 7.4 La Purísima
  - 7.5 Melchor Ocampo
  - 7.6 Quesería
  - 7.7 San Francisco Ameca
  - 7.8 José María Martínez (Tala)
8. Delegación Regional del Pacífico Sur
  - 8.1 Belisario Domínguez (Huixtla)
  - 8.2 José López Portillo (Juchitán)
  - 8.3 Pujiltic
  - 8.4 Santo Domingo
9. Delegación Regional del Sureste
  - 9.1 Alvaro Obregón
  - 9.2 Presidente Benito Juárez
  - 9.3 Hermenegildo Galeana
  - 9.4 Nueva Zelandia
  - 9.5 Santa Rosalía

COOPERATIVAS

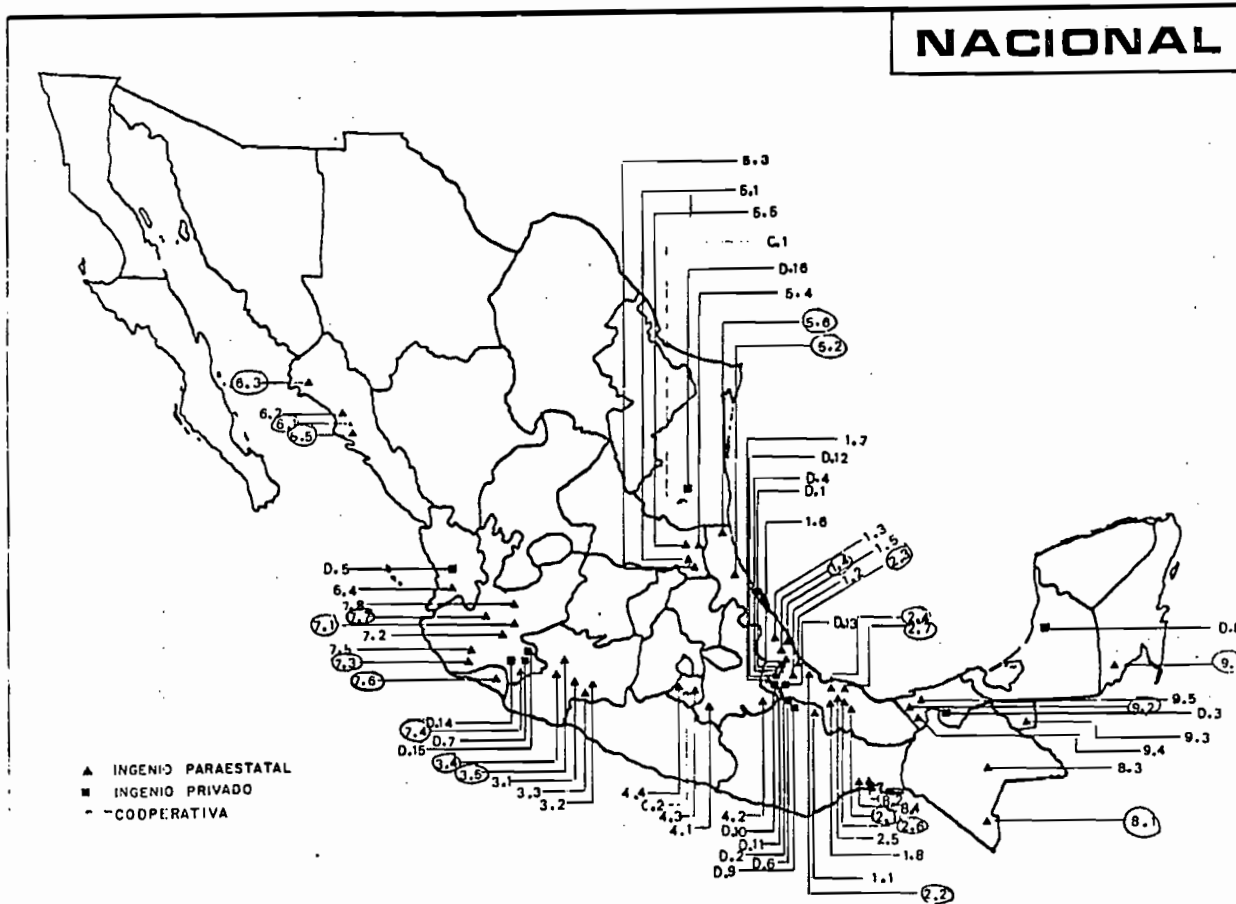
- C.1 El Mante
- C.2 Emiliano Zapata

SECTOR PRIVADO

- D.1 Central Progreso
- D.2 Constanca
- D.3 Dos Patrias
- D.4 El Carmen
- D.5 El Molino
- D.6 El Refugio
- D.7 Guadalupe
- D.8 La Joya
- D.9 La Margarita
- D.10 La Providencia
- D.11 Motzorongo
- D.12 San José de Abajo
- D.13 San Nicolás
- D.14 Santiago
- D.15 Tamazula
- D.16 Xicoténcatl



FIGURA #1



Se estima que para este año la producción de bagazo sea de 14,128,424.45 toneladas, lo cual indica que es una materia prima abundante que urge utilizar para evitar problemas ecológicos.

Para la compra-venta, el bagazo se clasifica en bagazo seco, fibra seca y fibra apta. Es el bagazo seco el que nos interesa como materia prima. Debido a que su principal empleo es como combustible, se vende de acuerdo al precio del combustoleo. Una tonelada de bagazo húmedo equivale a 172 litros de combustoleo. Además se cobra una prima de 609 pesos por tonelada. El litro de combustoleo vale 30.43 pesos (diciembre 86). Finalmente, una tonelada de bagazo seco corresponde a dos toneladas de bagazo húmedo. Con estas sencillas equivalencias se puede calcular el precio del bagazo de caña en cualquiera de los ingenios paraestatales. En los últimos años, el bagazo se ha vendido bajo la misma modalidad, variando su precio con el del combustoleo.

La zafra normalmente comienza en los meses de noviembre - diciembre y termina en junio-julio. Es decir que dura aproximadamente ocho meses. Hay que tomar en cuenta este hecho ya que habrá que tener un inventario de bagazo para alimentar el proceso durante los cuatro meses en que no se produce.

Cabe mencionar por último que debido a su baja densidad, el transporte del bagazo de caña puede ser costoso por lo que habría que pensar en localizar la planta cerca de alguno de los ingenios con excedentes.

REFERENCIA: AZUCAR S.A.

### II.3.2 -SALVADO DE TRIGO

El salvado es un subproducto de la producción de harina de trigo. Corresponde a la "cáscara" o tegumento del grano de trigo. Se produce en todos los molinos y harineras de trigo del país.

De acuerdo con los datos proporcionados por la Cámara Harinera del D.Fc, se puede considerar que el 17% de la molienda del trigo está constituido por el salvado de trigo.

En el D.F, se procesan 10,000 toneladas de trigo mensuales por lo que se producen 1,700 toneladas de salvado. En el resto del país se muelen de 20 a 25000 toneladas mensuales por lo que se producen entre 3,400 y 4000 toneladas de salvado.

# Molinos De Trigo En México



FIGURA # 1

14  
LOCALIZACION DE MOLINOS DE TRIGO EN  
LA REPUBLICA MEXICANA

CARACTERIZACION:

- 1.-Amecameca, Edo. Méx.
- 2.-Naucalpan de Juarez, Edo. Méx.
- 3.-Tlalnepantla, Edo. Méx.
- 4.-Texcoco, Edo. Méx.
- 5.-Lerma, Edo. Méx.
- 6.-Toluca, Edo. Méx.
- 7.-Tultitlan, Edo. Méx.
- 8.-Puebla, Pue.
- 9.-Atlixco, Pue.
- 10.-Orizaba, Ver.
- 11.-Meoqui, Chih.
- 12.-Chihuahua, Chih.
- 13.-Aldama, Chih.
- 14.-Cd. Juarez, Chih.
- 15.-Sabinas, Coah.
- 16.-Torreón, Coah.
- 17.-Frontera, Coah.
- 18.-Saltillo, Coah.
- 19.-Durango, Dgo.
- 20.-Gómez Palacio, Dgo.
- 21.-Monterrey, N.L.
- 22.-Guadalupe, Zac.
- 23.-Zacatecas, Zac.
- 24.-Aguascalientes, Ags.
- 25.-León, Gto.
- 26.-Irapuato, Gto.
- 27.-Dolores Hidalgo, Gto.
- 28.-Celaya, Gto.
- 29.-Salamanca, Gto.
- 30.-Silao, Gto.
- 31.-San Francisco del rincón, Gto.
- 32.-Pachuca, Hgo.
- 33.-Tlaxcoapan, Hgo.
- 34.-Huichapan, Hgo.
- 35.-Morelia, Mich.

- 36.- Zitácuaro, Mich.
- 37.- Ario de Rosales, Mich.
- 38.- Tangancicuaro, Mich.
- 39.- Pandindicuaro, Mich.
- 40.- Jiquilpan, Mich.
- 41.- Karavatio, Mich.
- 42.- Jacona, Mich.
- 43.- Villa de Jiménez, Mich.
- 44.- Cuernavaca, Mor.
- 45.- Queretaro, Qro.
- 46.- San Juan Del Rio, Qro.
- 47.- San Luis Potosi, S.L.P.
- 48.- Guadalajara, Jal.
- 49.- Ocotlan Jal.
- 50.- Atotonilco, Jal.
- 51.- Lagos de moreno Jal.
- 52.- Campeche, Cam.
- 53.- Arriaga, Chis.
- 54.- Acapulco, Gro.
- 55.- Veracruz, Ver.
- 56.- Mérida, Yuc.
- 57.- Méxicali, B.C.N.
- 58.- Tijuana, B.C.N.
- 59.- La Paz, B.C.S.
- 60.- Los Mochis, Sin.
- 61.- Culiacan, Sin.
- 62.- Mazatlan, Sin.
- 63.- Agua Prieta, Son.
- 64.- Cd. Obregón, Son.
- 65.- Hermosillo, Son.
- 66.- Caborca, Son.
- 67.- Altar, Son.
- 68.- Ures, Son.
- 69.- San Luis Rio Colorado, Son.
- ##.- La líneas puntead as representan el Distrito Federal.

En el apéndice A 1 se presenta una lista de todos los molinos del país, junto con tablas en las que se pueden conocer la capacidad instalada de cada molino y la molienda efectiva de trigo, en toneladas por día. La columna de producción de salvado fue calculada considerando que el 17% de la molienda corresponde al salvado de trigo. Los molinos precedidos por asteriscos verdes son los más importantes del país. En el mapa de la figura A 2, se puede ver la localización de cada uno de los molinos existentes. Puede verse que la mayoría se encuentran en la zona central del país, aunque están distribuidos casi a todo lo largo y lo ancho del país.

En el proceso fermentativo el salvado de trigo se utiliza para facilitar la germinación de las esporas y el crecimiento inicial de *I. harzianum* en la producción de celulasas. Contiene en promedio 16.9% de proteínas, 4.6% de grasa y 10% de fibra (ref. compendio de alim. de ganado).

Actualmente la principal utilización del salvado es para la alimentación animal. Es una materia prima que posee una fuerte demanda.

El precio del salvado es de 81,000 pesos por tonelada en el DF. y de 73,000 por tonelada en Guadalajara (31 de octubre). El precio varía por zona. No se averiguó el precio en cada una de las zonas.

### II.3.3 -UREA Y SALES MINERALES

Las sales minerales ( $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ,  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) y la urea son también materias primas que integran el medio de cultivo. Se producen todas en México y se encuentran en el mercado en grado industrial.

La investigación de los diferentes proveedores se hizo utilizando la sección amarilla del D.F. Las cotizaciones se obtuvieron por entrevista telefónica.

En la tabla A 4 se citan las diferentes empresas distribuidoras con sus respectivas cotizaciones. Los precios incluyen el IVA y no toman en cuenta el transporte. Son válidos para compras de 50 Kg o más. Todos los productos vienen en sacos de 50 Kg. Puesto que no se conoce la calidad del producto ofrecido por las diferentes empresas, se eligió como proveedor a la opción más barata, suponiendo que se cumplen los requerimientos de calidad.

La empresa MARDUPOL tiene distribuidoras en Puebla, Guadalajara, Torreon, Chihuahua, Cuernavaca, Acapulco, Leon y Veracruz. PROVEQUIM tiene distribuidoras en Queretaro, Puebla, Guadalajara, Monterrey, Torreon, Merida, Los Mochis y

Tabla.# .Proveedores de Sales Minerales y Cotizaciones (Sep. 95)

PROVEEDORES	UREA	(NH4)2SO4	CaCl2	KH2PO4	NaH2PO4	AGAR
PROVEQUIM. SA de CV	-	72.45	196.65	-	695.75	-
MARDUPOL.SA	147.2	92.0	-	-	740.6	-
ALQUIMIA. S de RL	-	322.0	793.5	-	-	-
ABAQUINI.SA	120.75	78.2	-	-	782.0	-
SALES IND. MEX. SA	-	-	184.0	-	-	-
MOLINA FONT	124.2	115.0	153.0	776.25	-	-
SOLV.Y.PROD QUI. SA	132.25	72.45	185.15	-	-	-
Drogueria Cosmopolita	170.0	136.0	-	-	-	7000.0

Leon. ALQUIMIA distribuye en Queretaro, Puebla, Guadalajara, Monterrey, Tlaxcala, Merida, Los Mochis, Chihuahua, San Luis, Leon, Culiacan y Coahuila de Zaragoza.

Las distribuidoras de las diferentes empresas, localizadas en las diferentes regiones del país, respetan el precio de su casa matriz, localizada en el DF.

#### II.3.4 -MELAZA

El medio de cultivo para producción de pectinasas requiere de sacarosa como fuente de carbono. Sin embargo la sacarosa grado industrial es demasiado cara como para utilizarla como materia prima. Usualmente se le reemplaza por melaza, una fuente de sacarosa más barata.

La melaza es un subproducto de la industrialización de la caña de azúcar. Se puede comprar en todos los ingenios azucareros del país. Su composición promedio es la siguiente (ref. Traders guide to fermentation media formulation):

Sacarosa	35%
Dextrosa	7%
Levulosa	9%
Sust. reductoras	3%
Otros carbohidratos	4%
Cenizas	12%
Comp. nitrogenados	4.5%
Acidos no nitrog.	4.5%
Agua	20%

Puesto que la melaza contiene un 35% de sacarosa y el medio de cultivo requiere de 1.86 Kg de sacarosa por cada 10 Kg de bagazo, se necesitan 5.3 Kg de melaza por cada 10 Kg de soporte (bagazo). Aunque la producción de enzimas puede variar al cambiar la fuente de carbono (sacarosa por melaza), para los fines de este trabajo se supondrá que la productividad no se ve afectada por dicho cambio. En realidad se requeriría de experimentación para determinar un medio óptimo para aplicación industrial.

Todos los ingenios del país producen y venden melaza. Se encuentra disponible todo el año. Los ingenios la almacenan en tanques que reciben mantenimiento dos meses al año, al iniciar la zafra. Es decir que cada ingenio en particular no puede vender melaza dos meses por año. Sin embargo, el inicio de la zafra varía para cada ingenio, por lo que la melaza se puede comprar en otro durante estos meses. Como puede verse se tiene una amplia gama de proveedores lo cual le da cierto grado de independencia al proceso.



Para su venta, la melaza se clasifica en :

- melaza agropecuaria; se utiliza como ayuda alimenticia para ganado.
- melaza industrial; se utiliza en la producción de alcohol y otros productos de fermentación.

Ambos tipos de melaza se venden en la modalidad de "libre abordó ingenio", es decir que el comprador debe ir al ingenio a por ella. Se puede transportar en pipas o en tambos. Debido a su alta viscosidad es un material de difícil manejo. Su densidad es de 1.402 Kg/lt (ref. comp. de alim de gan.). Este dato es importante para el transporte. Además constituye un índice importante para conocer la composición de la melaza pues muchos ingenios acostumbra diluir su producto para obtener mayor beneficio.

La tonelada de melaza agropecuaria cuesta 22,750 pesos más el 15% de IVA.

La tonelada de melaza industrial cuesta 54,600 pesos más el 15% de IVA.

La producción de melaza por ingenio, para la zafra 1985-1986, se muestra en la tabla # 2. Fue calculada sabiendo que el 45% de la caña se transforma en melaza en los trapiches.

Referencia : Azúcar S.A. de C.V.

### II.3.5 -HARINA DE YUCA

La harina de yuca es una materia prima que se requiere en pequeñas cantidades. Se utiliza como sustrato en la producción del inóculo. Se requieren tan solo 8.47g por cada 8.5Kg de bagazo. Solo se produce en Huimanguillo - Tabasco y en Veracruz, en plantaciones del INIA (Instituto Nacional de Investigaciones Agrícolas). En febrero del 86, costaba 30 pesos. Se vende a granel.

### II.3.6 -DESECHO DE MANZANA

El desecho de manzana se usa como inductor en la fermentación. Es una fuente natural de pectinas, requeridas para que el hongo produzca pectinasas.

La fuente más importante de desecho de manzana son las compañías sidreras. La mayoría de estas se localiza en Cholula (Puebla). De acuerdo con la información obtenida en

la compañía Sidra Copa de Oro, el precio de la tonelada (diciembre 1986) es de 8000 pesos. Debido a que la manzana es una fruta de temporada, su desecho solo se encuentra disponible en los meses de Julio a octubre.

El desecho de manzana de la compañía Sidra Copa de Oro tiene un 10% de pectinas en base húmeda (80% de humedad). Para el medio de cultivo se requieren 1.08 kg de pectina pura, lo cual equivale a 1.58kg de desecho en base húmeda y 7.52 kg en base seca.

Puesto que el desecho de manzana es muy susceptible a la descomposición, deberá secarse para poder almacenarlo y sostener la producción todo el año. Las compras deberán hacerse durante los cuatro meses en que se encuentra disponible.

#### II.4 -COMPETENCIA

En México no existe ninguna empresa que produzca celulasas o pectinasas. Es decir que la demanda nacional de estos productos se satisface a través de su importación.

Las empresas importadoras son filiales de grandes transnacionales dentro del campo de las enzimas. Actualmente cuatro empresas dominan el mercado:

- ENMEX SA (Enzimas Mexicanas SA.), filial de Miles Laboratories,
- Quimorgan S.A., representante de Gist Brocades Fermentation Industries,
- Rohm and Haas, y
- Probst S.A. de C.V.

ENMEX S.A. DE C.V., importa y distribuye el producto CLAREX L, un complejo de enzimas pecticas con 15000 AJDU (apple juice depectinization unit), para la clarificación de jugos de manzana, y TAKAMINE o CELULASA 4000, un complejo celulolítico con una actividad de 4000 CU por gramo (unidad viscosimétrica de celulosa).

QUIMORGAN S.A. distribuye las enzimas pecticas KLERZYNE 200 y aparentemente importa celulasas. Estas últimas las utiliza para producir una mezcla de celulasas, proteasas y amilasas, que se llama BREWER'S FLOW y que se utiliza en la industria cervecera. Enmex produce una mezcla similar, llamada Brewnzym.

PROBST S.A. de C.V. distribuye el producto BIOPECTINASA.

ROHM & HAAS importa y distribuye ROHAPECT D, un complejo pectolítico con 20 PAU (pectinolytic activity unit). También importa, bajo pedido, diversos complejos celulolíticos: Rohament Ca, Ct, P, Pc y Rohament 7643.

Los catálogos de estos productos se anexan al siguiente trabajo. En ellos se describen las características técnicas de las enzimas en cuestión así como su uso. También se puede encontrar en estos las definiciones de las diferentes unidades utilizadas así como los ensayos requeridos para su determinación.

Todos estos productos se comercializan con una actividad definida, que no varía entre lote y lote. Se puede, bajo pedido, comprar las enzimas con el grado de pureza deseado.

El precio de las enzimas varía de acuerdo con el mercado internacional. Sus precios varían también de acuerdo a las fluctuaciones del peso con respecto al dólar. Se obtuvieron cotizaciones para algunos de los productos arriba mencionados. Los resultados se resumen en la siguiente tabla:

#### PECTINASAS:

Clarex 1	5000 pesos/kg (4 de junio)
Klerzyme 200	4950 pesos/kg (septiembre)
Rohapect D	15000 pesos/kg (noviembre)
Piopectinasa	no disponible

#### CELULASAS:

Rohament Ca	28 dolares/kg	- 1300 CU
Rohament Ct	107 dolares/kg	- 2300 CU
Rohament P	38 dolares/kg	- 1300 CU
Rohament PC	50 dolares/kg	- 2300 CU
7643	52 dolares/kg	- 900 CU

Estos precios no incluyen el IVA.

La cotización de Clarex 1 fue proporcionada por Jugos de Frutas Mundet. Las demás fueron obtenidas con el distribuidor correspondiente. El precio para las celulasas está dado en dólares (noviembre) pero corresponde a su precio ya en México.

Para biopectinasas no se pudo obtener una cotización pues Probst S.A. abandonó el mercado.

El precio se fija en base a la actividad del producto, a su pureza, y a la enzima que contiene. La mayoría de los

Tabla. #. Importaciones de celulasas y pectinasas 81-83.

Año	CELULASAS		PECTINASAS	
	KGB	DOLARES	KGB	DOLARES
81	-	492585	274	22346
82	4075	54555	501	35120
83	1086	18634	50	7495

Tabla.# .Importacion por Producto-Pais Enero-diciembre 84-85.

## CELULASAS

PAIS	1984		1985	
	Vol. (KGB)	VALOR. (DLS)	Vol. (KGB)	Valor. (DLS)
ALEM.OCC.	0	0	11	284
BRASIL	20	610	0	0
E.U.	1375	24609	1301	26147
FRANCIA	4380	222503	11335	524576
HOLANDA	0	0	10	284
JAPON	0	0	X	157
	-----	-----	-----	-----
	5775	247722	12657	551448

## PECTINASAS.

PAIS	1984		1985	
	Vol. (KGB)	VALOR. (DLS)	Vol. (KGB)	Valor. (DLS)
ALEM.OCC.	4	112	237	5262
E.U.	2	15	19361	188548
FRANCIA	3425	137096	3551	152599
	-----	-----	-----	-----
	3431	137223	23149	346439

Importaciones de Enero a Septiembre de 1986.

Pectinasas....13615 Kg...\$ 96412.

Importaciones de Enero a Julio de 1986.

Celulasas ....6746 Kg...\$130724.

Nota: El impuesto sobre el valor de las importaciones es del 10 por ciento para ambos productos.

Fuente: Banco Nacional de Comercio Exterior.  
 Direccion de Informatica y Estudios Especiales.

productos comerciales son una mezcla de enzimas, aunque los productos mas especificos solo contienen un tipo de enzima.

Todas las companias manejan unidades diferentes, lo cual dificulta hacer las comparaciones.

Como ya se menciono anteriormente, ninguna de las cuatro empresas produce pectinasas o celulasas en Mexico: importan para satisfacer los pedidos que reciben. Aunque las enzimas entran dentro del acuerdo del GATT, seria importante para Mexico cerrar sus fronteras e incluso exportar.

ROHM importa sus productos de Alemania Federal, Enmex de Estados Unidos y Quimorgan de Francia. Probst ya no participa activamente en el mercado. Enmex y Quimorgan dominan el mercado, como puede deducirse de los datos de importacion (tabla A 5).

Como puede verse la competencia es poderosa: se trata de grandes transnacionales que cuentan con una fuerte diversidad de productos. El mercado es reducido y es probable que sea de dificil penetracion. Sin embargo, pudiera haber interes por parte del gobierno mexicano para reducir las importaciones.

## II.5 -UTILIZACION DE PECTINASAS

Antes de establecer el mercado de estas enzimas conviene hacer una lista de sus usos potenciales.

El principal uso de las pectinasas es la clarificacion de jugos de frutas naturales que contengan sustancias pecticas en suspension. Incrementan el rendimiento de la extraccion de jugos, disminuyen los tiempos de filtracion de estos, aumentan la estabilidad de la turbidez de los nectares y jugos turbios y mejoran la capacidad de prensado. Se pueden utilizar para jugos de chabacanq, cerezas, productos citricos, fresas, duraznos, ciruelas, uva y manzana. En la industria vitivinicola se pueden agregar al mosto o al caldo de fermentacion.

Asi, los productos en que se pueden utilizar son los jugos transparentes de las frutas mencionadas, los concentrados de jugos de frutas, los jugos turbios, los nectares, los jugos y esencias de citricos, las pulpas, los concentrados de pulpas, los jugos de hortalizas, los vinos y los productos sidreros.

El mercado potencial de las pectinasas esta constituido por las industrias alimentarias que producen los articulos arriba mencionados.

## II.6 -UTILIZACION CELULASAS

El uso de las celulasas se debe a su capacidad de hidrolizar la celulosa, el recurso natural renovable mas abundante en el planeta. Actualmente su uso esta restringido a unas cuantas aplicaciones pero es previsible que estas aumenten con el paso del tiempo.

En cerveceria facilitan la solubilizacion del grano de cebada y la filtracion de la malta. Se pueden utilizar para la extraccion de aceites esenciales, sabores y otros extractos de plantas. Aumentan la digestibilidad y la eficiencia de los alimentos balanceados para ganado. Mejoran la extraccion y clarificacion de algunos jugos de frutas y vegetales. En farmacia, se utilizan como ayuda digestiva. Pueden utilizarse en la solubilizacion de celulosa en las fosas septicas u otros sistemas de tratamiento de basura. En general se pueden utilizar en la modificacion de celulosa, cuando se requiera su degradacion o solubilizacion.

Como puede verse, el uso potencial de las celulasas es enorme por lo que es de esperarse que su mercado aumente tanto en Mexico como a nivel mundial.

## II.7 -MERCADO

Puesto que la demanda nacional se satisface a traves de las importaciones, el volumen del mercado, tanto en kilogramos como en dinero, puede estimarse a partir de los datos de importacion del Banco de Comercio Exterior. Estos datos se presentan en la tabla #5, para 1984-1986.

De acuerdo con estos datos, en 1985 se importaron celulasas por un valor de 551448 dolares. Puesto que el grueso de las importaciones provino de Francia, el principal importador fue Quimorgan S.A. Aparentemente Enmex importo por un valor de 26147 dolares. El resto de las importaciones (725 dolares) carecen de importancia.

Si estos datos fueran fidedignos, las celulasas contarian con un mercado interesante. Sin embargo, a traves de la competencia (Ing. Hector Manjarres, director tecnico de Rohm), se averiguo que ni Quimorgan, ni Enmex importan celulasas: en realidad importan alfa amilasas bajo la denominacion de celulasas. Con esta simple maniobra se ahorran de un 27 a un 70% del valor del producto en impuestos, pues las alfa amilasas, que si se producen en Mexico, se gravan con un impuesto del 37 al 80%, mientras que las celulasas solo se gravan con un 10%. Asi, Quimorgan importa alfa amilasas con un 0.1% de celulasas, bajo la denominacion de celulasas. Estas enzimas las utiliza para producir Brewer's Flow, un producto para la industria

cervecera.

Puesto que esto es cierto para los datos de importacion de todos los años, se puede establecer que las celulasas no cuentan con un mercado en nuestro país. Esto concuerda con la informacion obtenida por otras fuentes (cerveceria Modelo), pues nadie utiliza las celulasas. De acuerdo con la informacion del director tecnico de Rohm, las celulasas atraviesan una crisis a nivel mundial. Esto se debe principalmente a su alto costo de produccion y, subsecuentemente, a su alto precio. Sin embargo sus usos potenciales son extensos por lo que es de esperarse que su mercado crezca con el tiempo, conforme se logre la reduccion en sus costos de produccion.

Para nuestro caso especifico, decidimos no evaluar economicamente la produccion de celulasas pues carecen de mercado en Mexico. No se pudo acceder a la informacion en el ambito internacional, pues hubieramos tenido que pagar alrededor de 150,000 pesos para obtener la informacion en la Secretaria de Comercio y Fomento Industrial.

Como ya se menciona con anterioridad, el principal mercado de las pectinasas corresponde a las empresas jugueras que industrializan la manzana y la uva. Las empresas vitivinolicas tambien las consumen. No se pudo establecer las cantidades consumidas por cada empresa, pues esta es una informacion de acceso restringido. No obstante, se consiguio una relacion, proporcionada por el director tecnico de Rohm, en la cual se presentan las principales empresas a las que les venden Rohm, Enmex y Quimorgan:

- 1- Productos de Uva de Aguascalientes, S.A de R.L (Aguascalientes)- E, Q, R
- 2- Jugos de Frutas Mundet (D.F, Coahuila, Durango)- Q, R
- 3- Bodega Cruz Blanca, S.A. (Queretaro)- E, Q, R
- 4- Sidrera pelayo S.A (Tlaxcala)- Q
- 5- Productos Gerber S.A de C.V. (Queretaro)- Q
- 6- Cia Vinicola Monte Cristo (Aguascalientes)- R
- 7- Vinificacion y destilacion, S.A (Zacatecas, Aguascalientes) - R
- 8- Cavas de San Juan (queretaro) - E
- 9- La Madrileña (Queretaro) - E
- 10- Industrias Vinicolas Domecq, S.A. (Sonora, Coahuila) - E, Q, R



- 11- Bodegas Brandevin, S.A. (Aguascalientes) - R
- 12- Casa Madero (Coahuila) - Q
- 13- Cia Vinicola Marques de Aguayo (Coahuila) - R

nota: en esta lista se especifica el estado en el que se localiza la empresa consumidora. E significa que Enmex le vende a dicha empresa. La simbologia es igual para Quimorgan(Q) y Rohm(R).

Esta lista no contiene a los unicos consumidores de pectinasas. Sin embargo, son los mas importantes. Se anexa al presente trabajo, una lista de Conafrut con todas las empresas que industrializan frutas. En esta se pueden encontrar consumidores reales de pectinasas asi como consumidores potenciales, que industrializan, uva, manzana u otras frutas. Las companias sidreras tambien representan un consumidor potencial de pectinasas. Tambien se anexa una relacion de Canacindra de la industria juguera y refresquera.

Finalmente, el mercado actual se reduce a las jugueras, refresqueras y vinicolas del pais. Es de esperarse que este mercado se amplie, pues aun dentro de estas empresas hay muchas que aun no consumen pectinasas. Es probable que el mercado se diversifique hacia todos los usos de las pectinasas antes mencionados, si la crisis economica actual no dicta otra cosa.

## II.8 -TENDENCIA DEL MERCADO

Basandose en los datos de importacion de pectinasas (tabla A 5), se probaron correlaciones del tipo lineal, exponencial y geometrico para obtener pronosticos a futuro. La regresion exponencial fue la que mejor se ajusto a los datos de importacion, tanto en kilogramos, como en dolares. Sin embargo, el coeficiente de correlacion no es muy bueno ( $r = 0.787$ ). Esto puede deberse a que ninguno de los metodos arriba mencionados puede describir la tendencia del mercado. Pero tambien puede deberse a que la demanda debiera expresarse en unidades de actividad enzimatica consumidas. Ya que no nos fue posible determinar la demanda en estas unidades mas que para los anos de 1984 y 1985, nos tenemos que basar en los datos disponibles.

En la grafica A 3 se muestran los datos historicos para 1980-1986 en Kg y en dolares, asi como la tendencia obtenida por correlacion exponencial. Los resultados de las proyecciones, que son un tanto simplistas, se listan a continuacion:

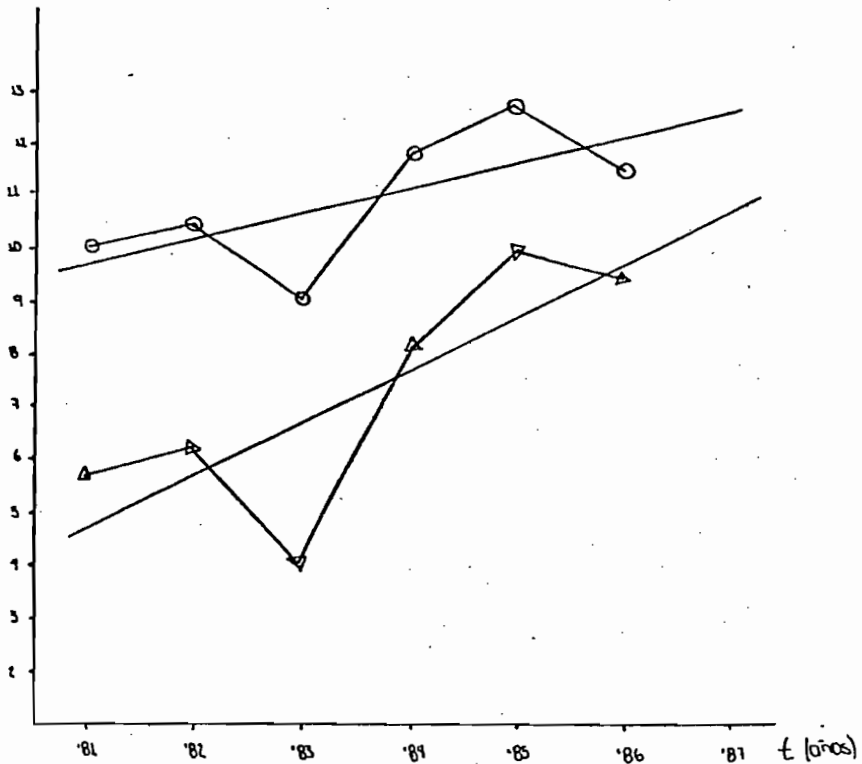
ANO	CONSUMO EN KG	CONSUMO EN DOLARES
1987	44139	241832
1988	120861	393958
1989	330942	641779
1990	906186	1045494
1991	2481317	1703167
1992	6794337	2774552
1993	18604239	4519898
1994	50942087	7363162
1995	139489516	11994995
1996	381949898	19540504

De acuerdo con esta proyeccion, la cantidad de kilogramos se incrementa mucho mas rapido que su valor en dolares lo cual sugiere un decenso en el valor unitario de las pectinasas. Sin embargo, el precio unitario depende de los costos de produccion y de la oferta y demanda. Por tanto estos datos no son confiables. Los datos de valor en dolares si parecen ser mas confiables. La tendencia indica que el mercado esta creciendo.

FIGURA # 3

TENDENCIA EN LA ESPANIA  
EN BASE A DATOS DE IMPORTACION

Δ Vol. del mercado (Kg)  
○ Vol. del mercado (pésames)



$$\Delta \rightarrow \ln(Kg) = 1.0073(t) - 1990.81 \quad (\text{corr.} = 0.787)$$

$$\circ \rightarrow \ln(\text{pés.}) = 0.488(t) - 957.26 \quad (\text{corr.} = 0.66)$$

Tendencia en la España

## II.9 -MERCADO INTERNACIONAL DE ENZIMAS:

Para 1985, el mercado internacional de enzimas se estimaba en 75,000 toneladas, es decir, 600 millones de dolares. Entre el 80 y el 90% del mercado corresponde a cinco o seis enzimas (glucosa isomerasa, amilasas bacterianas, glucoamilasas, reninas y papaina). Esto sin tomar en cuenta las proteasas bacterianas utilizadas para los detergentes, que en valor superan por si solas la cifra mencionada anteriormente.

Las companias que participan activamente en el mercado son relativamente escasas (alrededor de 25). Seis dominan el mercado tanto en cantidad como en valor. Dinamarca (Novo Industries) cubre 50% del mercado internacional. Holanda (Gist Brocades) cubre el 20% adicional. Los E.U (Miles laboratories principalmente) participan con el 12%. El mercado restante esta cubierto por Japon, Alemania Federal, Francia, Suiza y Gran Bretana. Estas cifras deben analizarse con reserva pues muchas companias producen enzimas que utilizan dentro de ellas mismas.

La produccion de enzimas es una industria en expansion. En la actualidad se han comercializado unas treinta enzimas. El mercado de las pectinasas corresponde al 3% del mercado total de enzimas, es decir que para 1985 se estimaba en 45 millones de dolares. No se encontraron datos disponibles para el mercado internacional de celulasas. En la tabla N 6 se listan las principales empresas internacionales y el nombre comercial de sus productos pectinoliticos y celuloliticos.

Referencia : Prospectiva de la biotecnologia en Mexico-publicacion CONACYT- Rodolfo Quintero Ramirez).

Tabla. # . Compañías Productoras de Celulasas y Pectinasas.

Compañía	País	Enzimas	Nombre Comer.	Aplicación
AMANO PHARMA CEUTICAL Co. LTD	- ! JAPON ! !	! CELULASA ! !	! - ! !	! IND. GRAL. ! !
BIOCON LTD	! IRLANDA ! Del SUR !	! CELULASA ! ! PECTINASA	! BIOCELLULASE A ! BIOCELLULASE T ! BIOPECTINASE	! HIDROLISIS ! DE CELULOSA ! JUGO Y VINO
CORNING BIOSYS- TEM (AGENTES DE ROHM)	! USA ! !	! PECTINASA ! !	! PECTINOL ! PECTINOL DL !	! ALIMENTOS ! DECOLORACION ! DE UVA ROJA
ENZYME DEVELOP- MENT COR.	! USA ! !	! CELULASA ! PECTINASA	! - ! -	! IND. GRAL. ! INVEST.
FERMECO BIO CHEMICS INC.	- ! USA ! !	! CELULASA ! PECTINASA	! CELLULASE ! EXTRACTASE L ! EXTRACTASE P	! VINO ! MANZANA ! VINO
GIST BROCADES NU	! HOLANDA ! ! !	! CELULASA ! PECTINASA ! !	! - ! KLERZYME ! RAPIZYME ! RAPIDASE C, CX, ! CXP, CPE.	! IND. GRAL ! JUGO Y VINO ! JUGO Y VINO ! JUGO Y VINO
GRINDESTEDVAE- KET A/S	! DINAMAR- ! CA !	! PECTINASA ! !	! - ! !	! IND. GRAL ! VINO Y JUGO
HUGHES & HUGHES	! U.K. !	! CELULASA !	! - !	! - !
KYOWA HAKKO KOGYO Co. LTD	- ! JAPON ! !	! CELULASA ! !	! - ! !	! - ! !
MILES KALICHE MIE GmbH	- ! ALEMANIA ! OTC. !	! CELULASA ! PECTINASA	! - ! CLAREX L ! SPARK L HPG	! IND. GRAL. ! !

MILES LABORATORIES INC.	! USA	! CELULASA	! -	! IND. GRAL.
	!	! PECTINASA	! -	! INVEST.
NAGASE AND Co. LTD	! JAPON	! CELULASA	! -	! ANALITICO
	!	!	!	! FARMACEUTICO
NOVO INDUSTRY A/S	! DINAMARCA	! CELULASA	! CELLUCLAST	! ALIMENTOS
	!	! PECTINASA	! PECTINEX	! CERVEZA, JUGOS Y VINOS
	!	!	! ULTRAZYM	
PFIZER INC.	! USA	! CELULASA	! -	! IND. GRAL.
ROHM GmbH	! ALEMANIA	! CELULASA	! CELLULASE C	! ALIMENTO JUGOS, VINOS, -
	! OCC.	! PECTINASA	! PECTINOL D,VR,	! VEGETALES
	!	!	! ROHAMENT P,C	
SOCIETE RAPIDASE (ASOCIADA A GIST BROCADES)	! FRANCIA	! CELULASA	! -	! IND. GRAL.
	!	! PECTINASA	! KLERZYME	! JUGO Y VINO
	!	!	! RAPIDASE CPE	! JUGO Y VINO
JOHN & ESTURGE LTD	! U.K.	! CELULASA	! CELLULASE CA,CP	! -
	!	!	! CELLULASE CT	! -
	!	! PECTINASA	! PANZYM	! JUGO Y VINO
SUMIMOTO SHOJI KAISHA LTD	! JAPON	! CELULASA	! -	! IND. GRAL.
	!	! PECTINASA	! -	! IND. GRAL.
SWISS FERMENT Co. (SUBSIDIA RIO DE NOVO)	! SUIZA	! CELULASA	! CELLUCLAST	! -
	!	! PECTINASA	! PECTINEX	! ALCOHOL, VINO
	!	!	! ULTRAZYM	! CERVEZA, JUGOS, ALIMENTO
	!	!	!	
TANABE SEIYAKU Co. LTD	! JAPON	! PECTINASA	! -	! ANALITICO
	! HOLANDA	!	!	! FARMACEUTICO
UBICHEM	! U.K.	! CELULASA	! -	! ANALITICO
YAKULT BIOCHEMICAL Co. LTD	! JAPON	! CELULASA	! -	! INDUSTRIAL
	!	! PECTINASA	! -	! FARMACEUTICO

Fuente: Tony Godfrey & John Reichelt.  
Industrial Enzimology: The Aplication of Enzyme in Industry.  
The Nature Press., USA (1983).

## II.10 -NOMBRE DE LA EMPRESA

Se escogio el nombre de Enzimas Industriales (ENZIN) para la empresa.

Inicialmente se pensaba que la empresa manejaría dos productos: celulasas y pectinasas. Por eso se escogio un nombre generico. A pesar de que no se producirán celulasas, el nombre sigue siendo adecuado. Es relativamente corto, facil de recordar y facil de pronunciar. Tambien se puede diferenciar con facilidad del nombre de las empresas de la competencia. Su abreviacion, ENZIN, tambien sugiere que se producen enzimas.

## II.11 -LOGOTIPO

Se decidio que el logotipo "jugara" con las iniciales del nombre de la empresa: las letras E e I.

Las enzimas y sus sustratos, tienen estructuras complementarias. Se podria hacer una analogia con una cerradura y su llave correspondiente. Cada cerradura puede ser abierta por una sola llave especifica que tenga una estructura tridimensional complementaria a la suya. De aqui que se haya decidido jugar con las letras iniciales de la empresa, como si fueran una enzima y su sustrato.

Se propusieron cuatro logotipos diferentes. Estos se presentan en las figuras siguientes. Algunos de ellos juegan con las iniciales E y M, pues no se habia decidido si la empresa se llamaria Enzimas Industriales o Mexicana de Enzimas. Se opto por el primer nombre pues ya existe una empresa que se llama Enzimas de Mexico (Enmex).

De estos logotipos, se escogio el primero. Ademas se decidio que el su color fuera rojo, pues es un color llamativo, que permite identificar al producto a la distancia. Es ademas un color agradable. En realidad, puesto que el producto se vendera en el mercado industrial, el color del logotipo no importa tanto como cuando el mercado es de consumidores.

## II.12 -NOMBRE DEL PRODUCTO

El nombre del producto debe sugerir su naturaleza y sus propiedades. Debe ser corto, facil de pronunciar y facil de recordar.

Puesto que inicialmente se pensaba manejar dos productos, se decidio darles un nombre similar pero distintivo. Para las pectinasas, se decidio llamar al



producto VITENZIME P. Para las celulasas se opto por el nombre VITENZIME C.

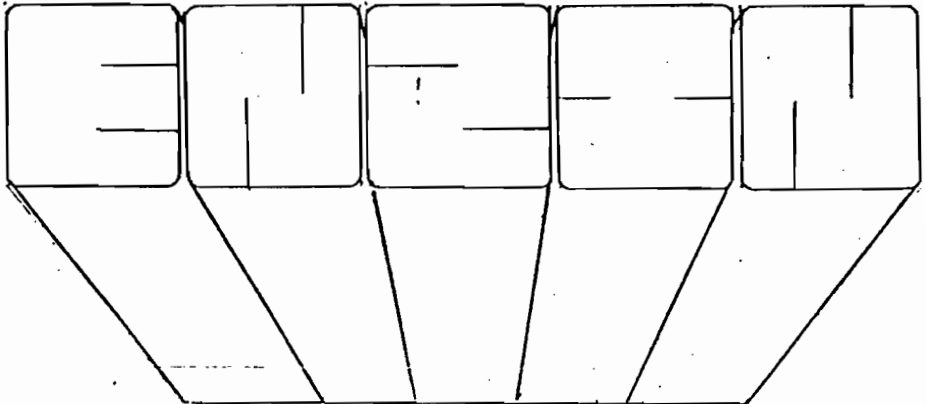
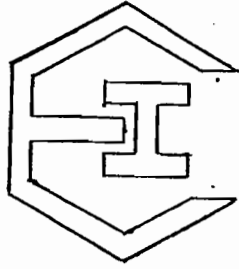
VITENZIME P tiene la raiz de enzima, lo cual sugiere la naturaleza del producto. La P, inicial de pectinasas, identifica al producto y lo diferencia de las celulasas (VITENZIME C). Las dos primeras silabas del nombre se refieren a una propiedad del producto, deseable para el consumidor: vite, en frances, quiere decir rapido. La velocidad con que una enzima pectica clarifica un jugo es importante para la empresa que lo consume. Ademas, la raiz "vit" suena a vida y es bien sabido que los productos biologicos, tambien llamados "naturales", se valoran mas que los productos "quimicos", como es el caso de los detergentes con un poderoso agente biologico activo, que no es mas que una enzima proteolitica.

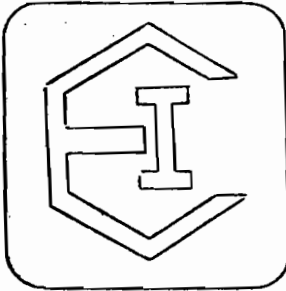
#### II.13 -CATALOGOS

Se disenaron dos catalogos, uno por cada producto. Estos se anejan al presente trabajo, a continuacion de los logotipos de la empresa.

Los catalogos se disenaron para promocionar ambos productos. En ellos aparece el nombre de la empresa, su logotipo y su direccion. Se explican las caracteristicas tecnicas del producto, sus aplicaciones y los servicios de asesoria tecnica para el consumidor.

Los catalogos de las empresas comerciales que realmente distribuyen enzimas en Mexico se anejan a este trabajo. Tambien se anexa un modelo tridimensional del empaque de Vitenzime P, asi como un diagrama del mismo.





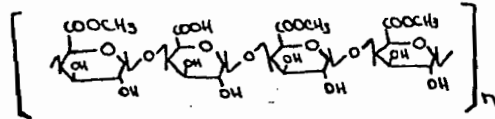
E. I. I.  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

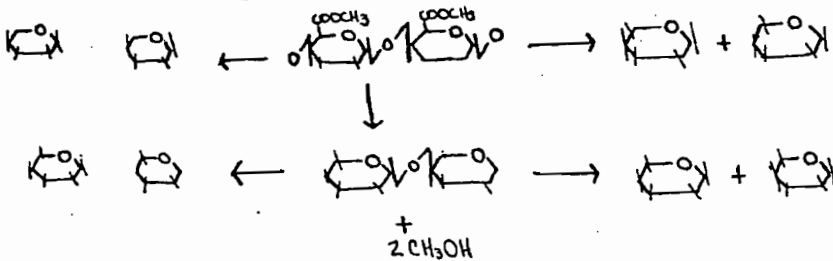
### INTRODUCCION

VITENZIME P Es una mezcla de enzimas pectinolíticas cuya función es degradar las sustancias pécticas, provocando cambios de textura en frutas y verduras durante su almacenamiento y procesamiento.

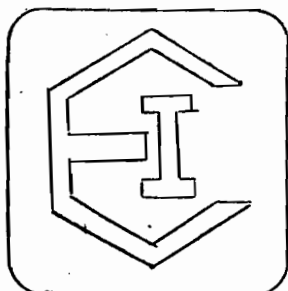
### MECANISMO DE ACCION



Estructura típica de la  
pectina vegetal.



VIAS DE ACCION DE PECTINASAS



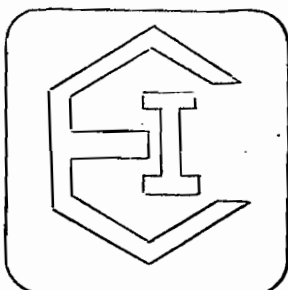
E I Z I M  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

- A. Pectinesterasa (PE). Transforma la pectina en ácido péctico.
- B. Depolimerizantes.
- Polimetilgalacturonasa (PMG). Rompimiento al azar (Endo) y secuencial de los enlaces  $\alpha$ -1,4 de la pectina.
  - Polimetilgalacturonato-liasa (PMGL). Proceso de transeeliminación formando ésteres galacturónicos y separación de los enlaces de la pectina.
  - Poligalacturonasas (PG). Hidrólisis al azar (Endo) y secuencial (Exo) de los enlaces  $\alpha$ (1,4) glucosídicos del ácido péctico.
  - Poligalacturonato-liasa (PGL). Proceso de transeeliminación rompiendo enlaces  $\alpha$ (1,4) del ácido péctico.

#### DESCRIPCION

VITENZIME P es una mezcla de pectinasas, grado alimenticio, obtenido por fermentación de A. niger.



E I Z I M  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

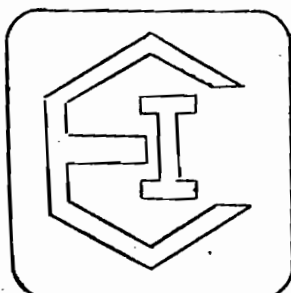
#### PROPIEDADES

-Forma	polvo seco, amorfo.
-Color	amarillo.
-Olor	libre de olor desagradable.
-Sabor	libre de sabor desagradable.
-Temperatura óptima	50°C.
-pH óptimo	entre 4.5-5
-Activadores y cofactores.	no son necesarios.
-Solubilidad.	soluble en agua

#### APLICACIONES

VITENZIME P se emplea para clarificar jugos de fruta natural que contengan sustancias pécticas en suspensión como: Chatacano, cerezas, productos cítricos, fresa, duraznos, ciruelas, uva y manzana.

La adición de VITENZIME P se realiza durante el proceso de filtración de estas frutas.



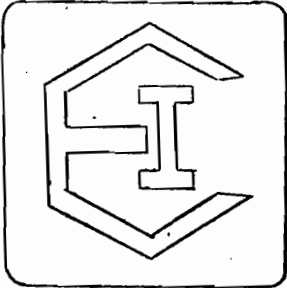
E N Z I M  
E N Z I M A S I N D U S T R I A L E S

VERACRUZ, VER.

MEXICO

#### SERVICIO TECNICO

En Enzimas Industriales se cuenta con un experimentado servicio técnico y laboratorios bien equipados para asistirlo en el uso de nuestros productos.



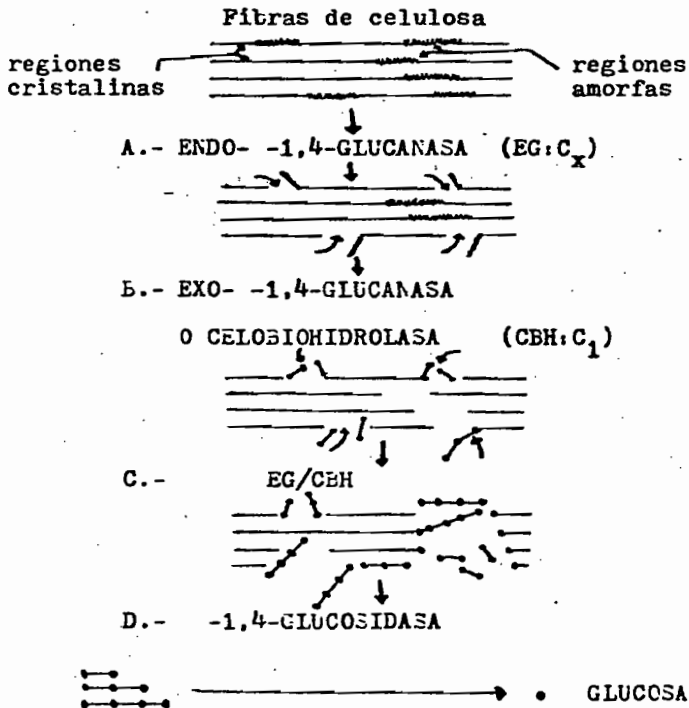
ENZIMAS  
ENZIMAS INDUSTRIALES

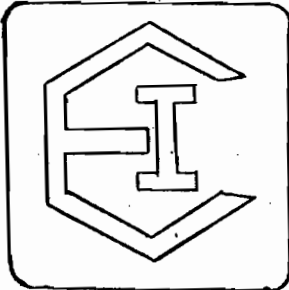
VERACRUZ, VER. ;  
MEXICO

### INTRODUCCION

VITENZIME C es un complejo polienzimático capaz de degradar la celulosa bruta hasta sus últimos componentes: celobiosa y glucosa.

### MECANISMO DE ACCION





E I Z I K  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

(cont....)

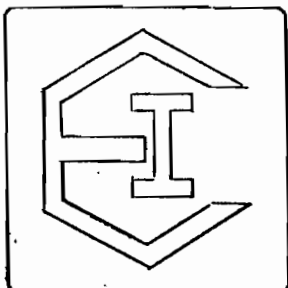
Las endoglucanasas atacan la celulosa microcristalina, produciendo fallas dentro de las cadenas lineares de la celulosa. Esta acción es seguida por el ataque de celobiohidrolasas en los puntos de ruptura produciendo celobiosa. La acción continua y combinada de endoglucanasas y celobiohidrolasas provocan la conversión completa de la celulosa en celobiosa y pequeños oligosacáridos. La glucosidasa actúa sobre la celobiosa y los pequeños oligosacáridos para liberar la glucosa.

#### DESCRIPCION

VITENZIME C es un complejo celulásico grado alimenticio obtenido por fermentación controlada de Trichoderma harzianum. Esta enzima hidrolisa específicamente enlaces  $\beta$ -D-1,4-glucosídicos de celulosa sus oligomeros y derivados.

Esta enzima tiene actividad de 3000 UI estandarizada con lactosa.





ENZIMAS  
ENZIMAS INDUSTRIALES

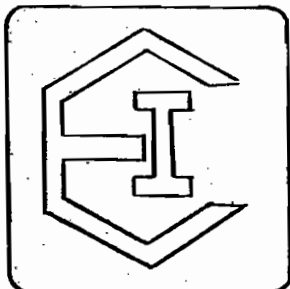
VERACRUZ, VER.  
MEXICO

#### PROPIEDADES

-Forma	polvo seco, amorfo.
-Color	blanco
-Olor	libre de olor desagradable.
-Sabor	libre de sabor desagradable.
-Temperatura óptima	50°C
-pH óptimo	5
-Activadores y cofactores.	No son necesarios.
-Inhibidores	Varios iones metálicos como: cobre, mercurio y manganeso.
-Solubilidad	Completamente soluble en agua

#### APLICACIONES

Ind. cervecera	Facilita la solubilización del grano.
Aceites esenciales	Extracción del aceite esencial,



E N Z I M A S  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

(cont...)

Complementos

alimenticios

sabores, y otros extractos  
de plantas.

Mejora la utilización y  
eficiencia de alimentos para  
animales.

Ind. Juguera

En la extracción y clarifi-  
cación de jugos de frutas  
y jugos vegetales.

Modificación de

celulosa

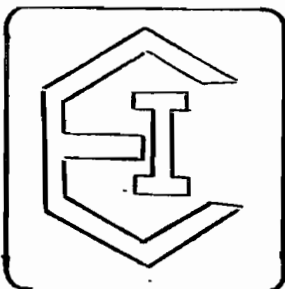
Cuando se desea la degrada-  
ción y solubilización de  
sustancias que contienen  
celulosa.

Ind. Farmacéutica

Como ayuda digestiva.

Desechos

Solubilización de celulosa  
en fosas sépticas y otros  
sistemas de desechos.



E I I  
ENZIMAS INDUSTRIALES

VERACRUZ, VER.  
MEXICO

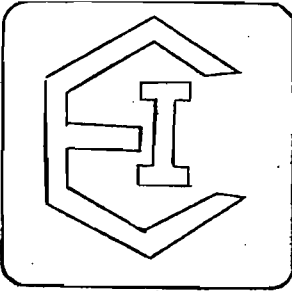
#### SERVICIO TECNICO

Los productos enzimáticos de enzimas Industria les cuentan con un experimentado servicio técnico y laboratorios bien equipados para asistirlo en el uso de nuestros productos.

#### REFERENCIAS

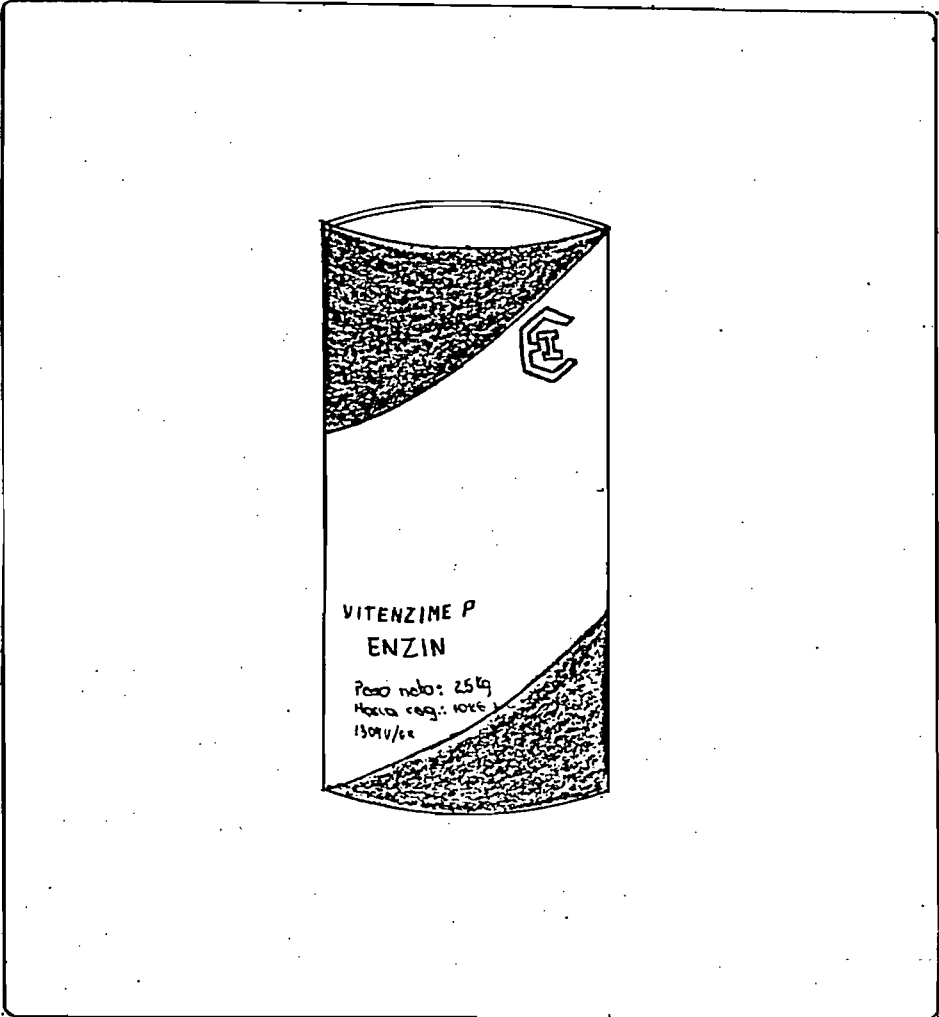
Cole, F.E. y K.W. King. (1964). Site of Hydrolysis of Cellulodextrins and Reduced Cellulodextrins by Purified Cellulase Components. Biochem. Biophys. Acta 81: 122-129.

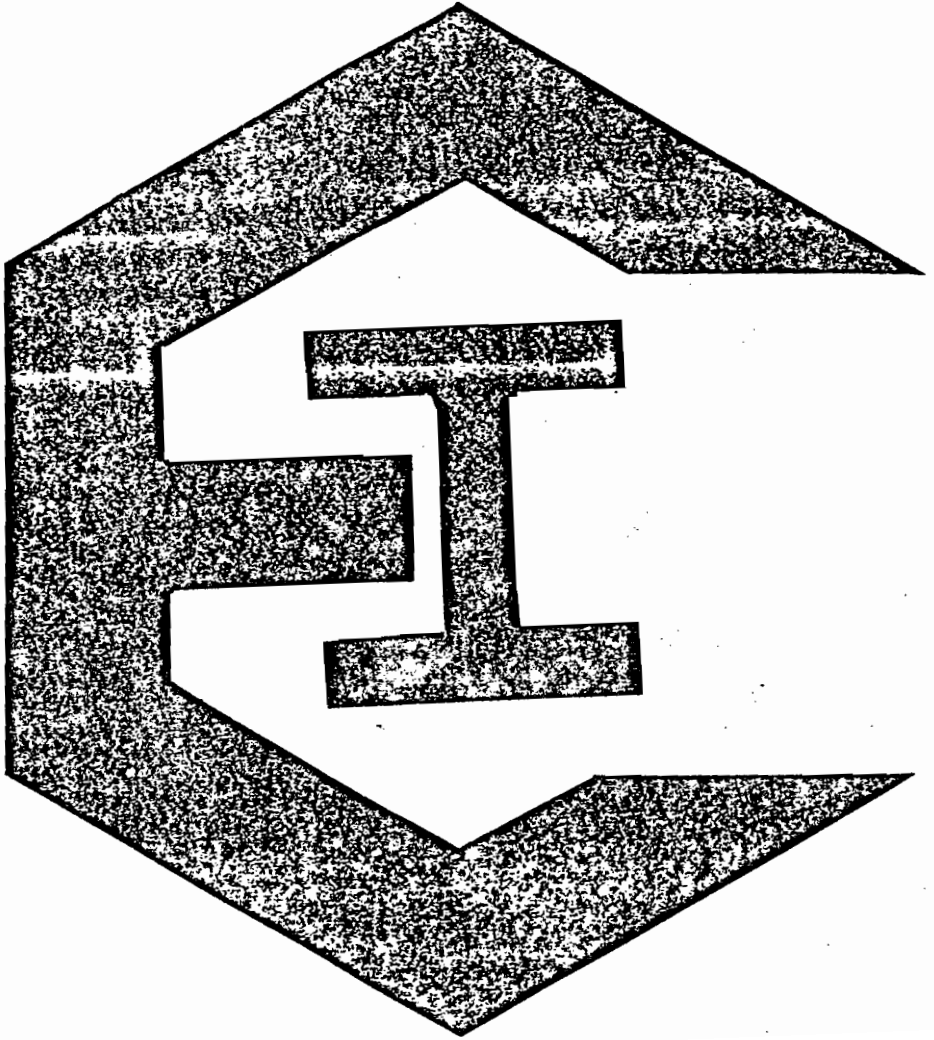
Gould, R.F., Ed., (1969). Cellulases and Their Applications. Advances in Chemistry Series 95. American Chemical Society. Washington, D.C.

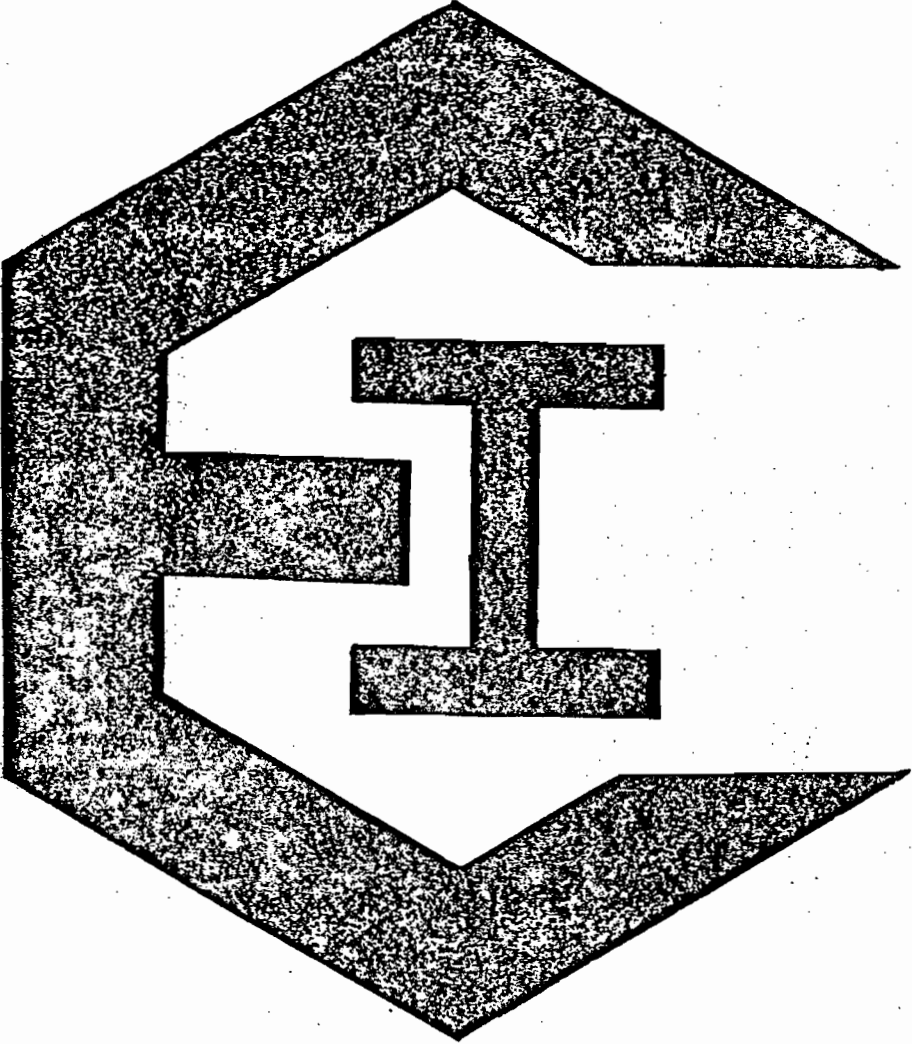


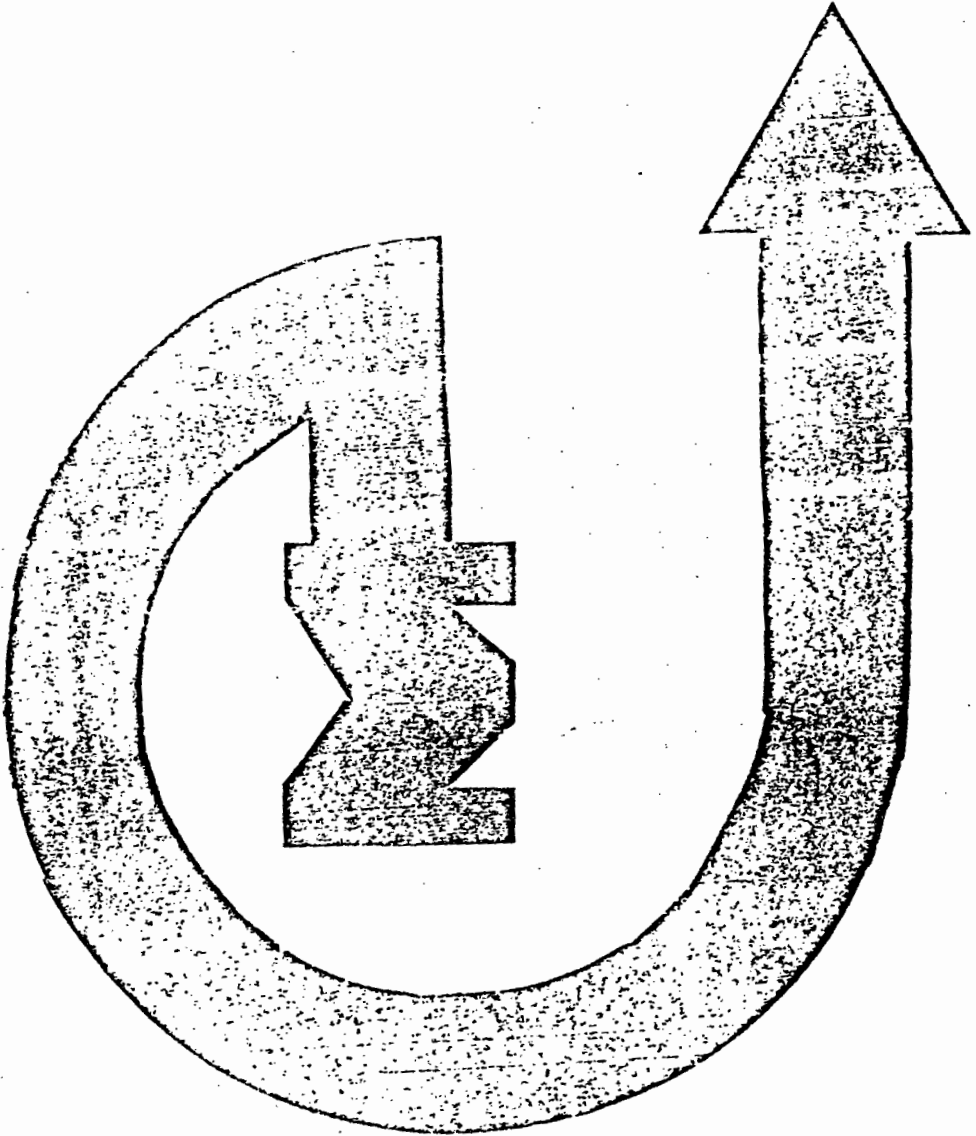
ENZIMAS  
ENZIMAS INDUSTRIALES

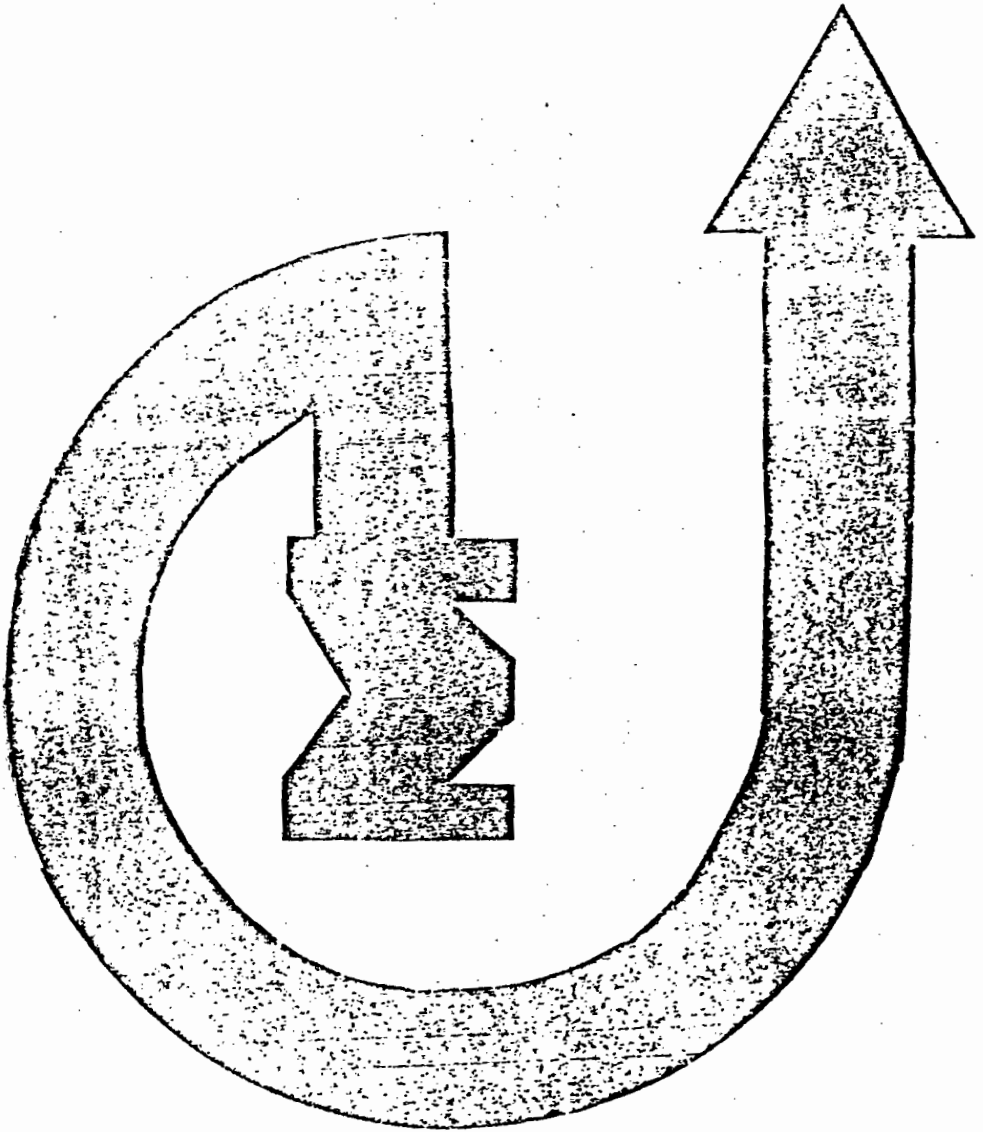
VERACRUZ, VER.  
MEXICO.



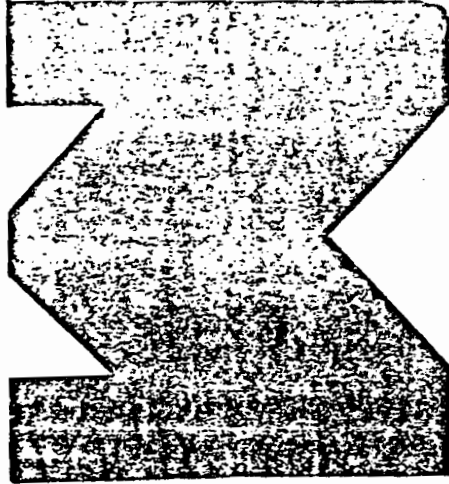


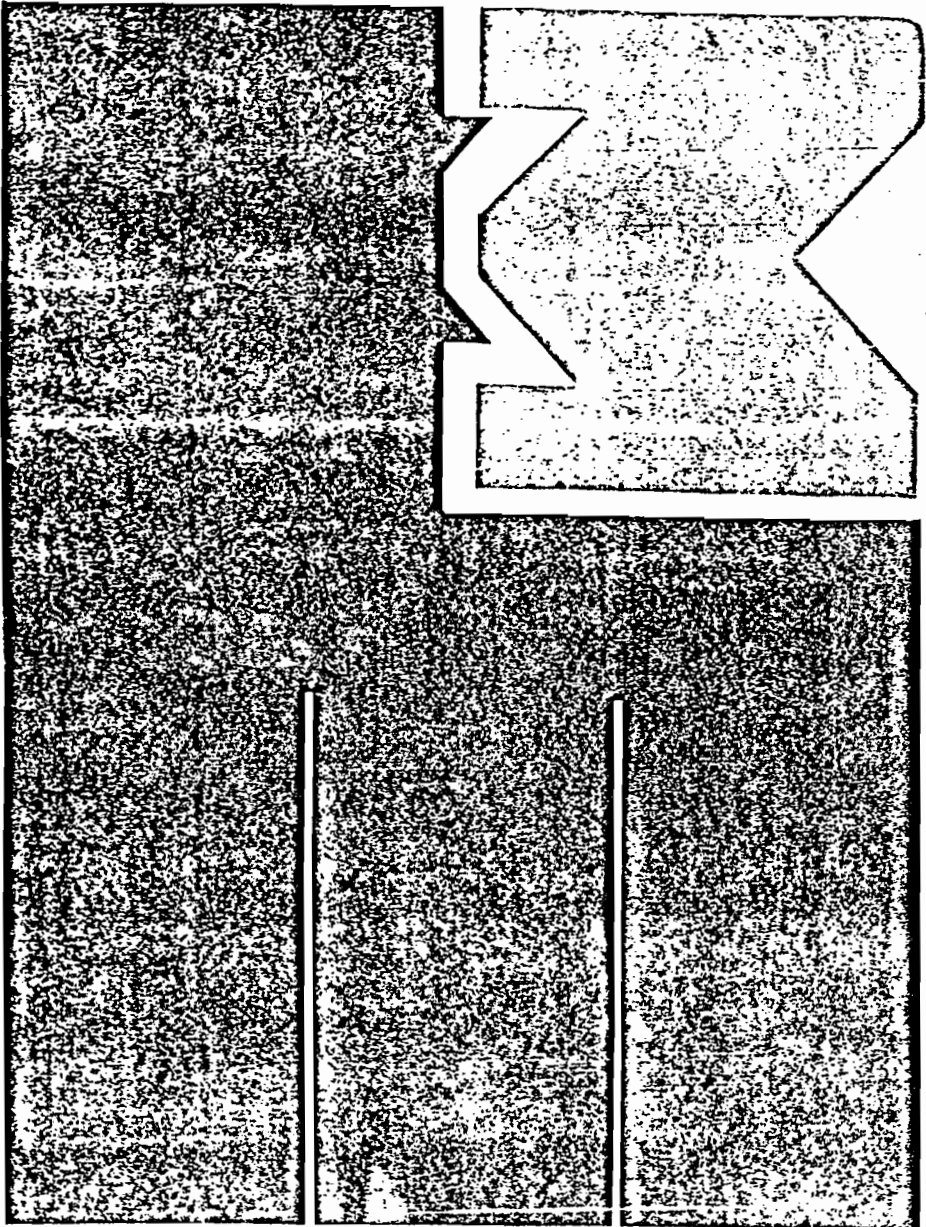


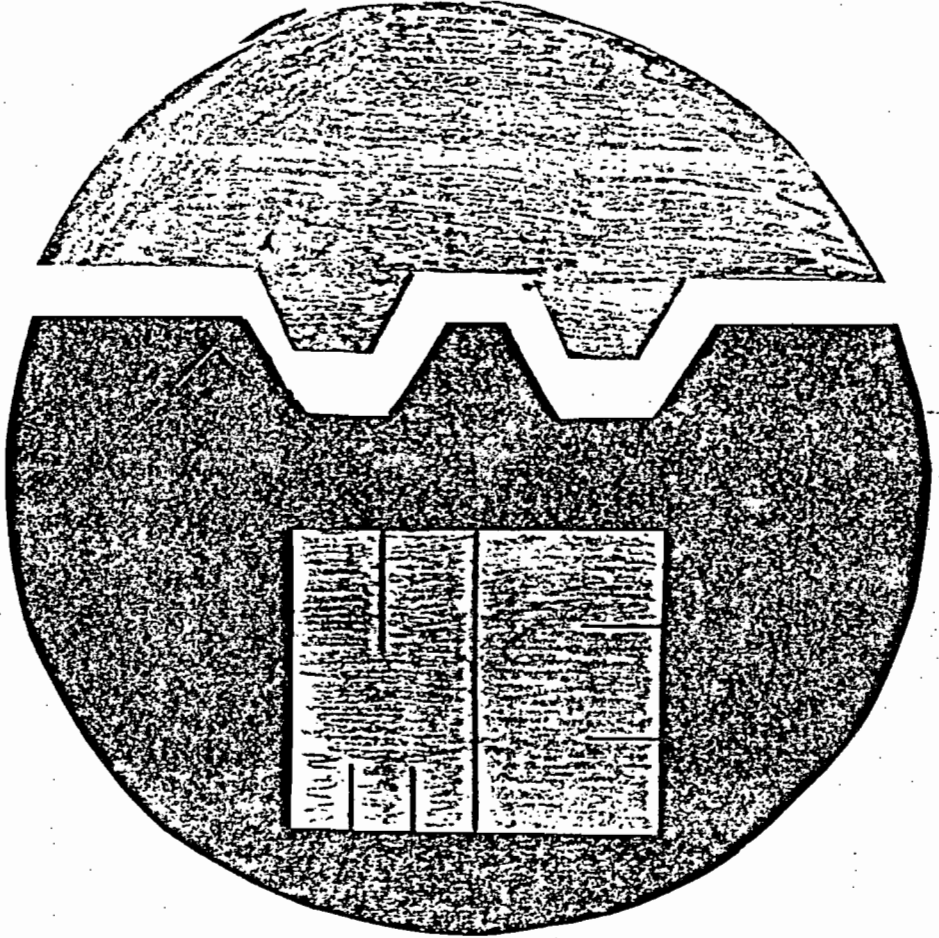












### III CAPACIDAD DE LA PLANTA

Como ya habíamos mencionado, la capacidad de la planta depende de la demanda del producto y de las limitaciones de tipo tecnológico.

De acuerdo con el estudio de mercado, la demanda tiende a incrementarse, aunque es fuertemente dependiente de las cosechas de uva y manzana.

La correlación exponencial fue la que mejor se ajustó a los datos disponibles. La correlación obtenida no es muy buena ya que la demanda debería establecerse en base a las unidades de actividad enzimática consumidas. Ya que cada compañía maneja sus propias unidades, así como diferentes mezclas enzimáticas, no es posible establecer la demanda en dichas unidades. Estos pronósticos resultan demasiado simplistas, sin embargo son lo mejor que se puede obtener a partir de los datos disponibles.

De acuerdo con la información proporcionada por el director técnico de Rohm & Haas, el mercado en 1985 equivalió a aproximadamente 25 toneladas de pectinasas en base a la actividad del producto CLAREX L, o a 15 toneladas en base a la actividad de ROHAPECT D. En 1986, la demanda bajó, principalmente debido a una mala cosecha de manzana.

Hasta el jueves 27 de Noviembre, no se pudo obtener una relación entre las unidades manejadas en las pruebas piloto de la UAM-I y las unidades de los productos comerciales. En esta fecha se consiguieron muestras de CLAREX L y de ROHAPECT D. La Q.F.B. María Trejo nos hizo el favor de analizar dichas muestras, con el mismo ensayo viscosimétrico que utilizó en su tesis profesional, sobre la cual se apoya principalmente este trabajo.

El ensayo que Trejo utiliza define una unidad de actividad enzimática como la cantidad de enzima capaz de reducir la viscosidad de una solución de pectina al 1%, en 20 minutos, al 50% de su valor inicial. Los resultados de laboratorio indican que su producto es menos activo que las preparaciones comerciales. De acuerdo con su ensayo, CLAREX L contiene 5370 U/gramo, mientras que ROHAPECT D contiene 9000 U por gramo.

Si se observa la proporción en las unidades por gramo de ambas preparaciones ( $9000/5370 = 1.69$ ) y la demanda en 1985, de acuerdo con la información obtenida en Rohm ( $25/15 = 1.67$ ), se puede deducir que ambas informaciones son confiables.

En su trabajo de tesis profesional, Trejo obtuvo 76000 unidades por litro (Trejo, 1985) utilizando el fermentador

Zymotis. No determino en ningun momento el porcentaje de solidos en su concentrado enzimatico. Con el fin de poder obtener los balances de materiales indispensables para evaluar este proyecto, se supuso que el % de solidos es igual al obtenido por Roussos en una fermentacion similar en que el producto es un concentrado de celulasas. Asi se supone para fines de este trabajo, que el jugo enzimatico contiene un 4.7% de solidos.

Esta suposicion es sin duda falsa, pues el % de solidos depende de muchos factores como son el rendimiento de la fermentacion, el peso molecular promedio de la mezcla enzimatica, la naturaleza de los metabolitos extracelulares presentes en el jugo, su cantidad, el contenido de sales... Sin embargo, sin esta suposicion no se podria continuar con el presente trabajo.

Esta decision influye en la cantidad de producto obtenido y en las características y dimensiones de los equipos utilizados para la recuperacion de las enzimas. Sin embargo, no influye en la actividad enzimatica total que puede producir la planta, y este es el parametro mas importante. En otras palabras, la decision tomada influye en los costos de produccion y transporte, mas no en los ingresos de la compania.

Asi, en el año 1985, la demanda nacional de enzimas fue:

$25000 \text{ kg} * 5370000 \text{ UI/kg} = 1.35 * 10^{11}$  unidades de actividad enzimatica.

De acuerdo con el balance de materiales del proceso (ver balances), el producto que se obtiene posee 1304 U por gramo. Para abastecer la demanda en 1985 se hubieran requerido:

$$1.35 * 10^{11} \text{ UI} / 1304000 (\text{U/Kg}) = 103528 \text{ Kg}$$

Esto equivaldria a tener 224 zymotis, produciendo 340 dias al año (ver balances). El zymotis es el equipo principal de la planta ya que en el se producen las enzimas. Es un equipo que ofrece diversas ventajas como son sus bajos requerimientos de energia y agua. Su escalamiento es sencillo, ya que es un equipo modular. Sin embargo, es de manejo dificil, sobre todo en las cargas y descargas. El costo aproximado de un zymotis en acero inoxidable es de dos millones de pesos (diciembre de 1986). Al ser un equipo modular, su costo no se reduce en gran proporcion al hacer pedidos de gran escala. Ya que constituye uno de los principales rubros de la inversion fija, el efecto de la economia de escala en cuanto a inversion no es muy importante. Este efecto es mas importante para los demas equipos. Ademas, la tecnologia de fermentacion en medio solido es intensiva en mano de obra.

Asi, debido al dificil manejo del fermentador y al aparentemente pequeno efecto de la economia de escala, pensamos que una planta industrial no seria practica si contara con mas de sesenta zymotis.

Si la planta contase con 60 zymotis, procesaria 1500 Kg humedos al dia. Este parece un tamano adecuado para una planta de fermentacion en sustrato solido.

Asi, en este caso, la capacidad no puede establecerse en base a un criterio de penetracion en el mercado, pues existe una limitante de tipo tecnologico. La participacion de la empresa en el mercado variara cada ano, al cambiar la demanda. De acuerdo con los pocos datos disponibles y las proyecciones que de estos se derivan, la demanda tiende a crecer, por lo que la participacion relativa de la empresa en el mercado decendera con el tiempo.

Si la politica de la empresa se basara unicamente en mantener una rentabilidad adecuada, su participacion relativa en el mercado no seria importante, siempre y cuando pudiese colocar la totalidad de su produccion. Si sus objetivos fuesen de caracter nacionalista (cerrar las fronteras), en el estado actual de las cosas, no podria cumplir con sus objetivos.

Resumiendo, la capacidad de la planta se fija para procesar 1500Kg humedos al dia. La planta producira 340 dias al ano. A partir del balance de materiales, se deduce que la planta tendra capacidad para producir 77.7Kg diarios de una mezcla de pectinasas en polvo, con una actividad de 1304 UI/gramo.

#### IV CALENDARIZACION DE LA PRODUCCION

Actualmente, las enzimas pecticas se consumen tan solo para la industrializacion de la manzana y de la uva. Ambas frutas de temporal, por lo que no se encuentran disponibles todo el ano como materia prima.

De acuerdo con la informacion obtenida, las pectinasas para clarificacion de jugo de manzana se consumen en la temporada de Junio a agosto (Jugos de Frutas Mundet). En la industria vinicola y jugera de uva, se consume en los meses de septiembre y octubre principalmente (Domecq).

De tal forma solo se vendera el producto entre los meses de junio y octubre, por lo que se requeriran de fuertes inventarios de materia prima al igual que una fuerte suma de dinero para el capital de trabajo.

Debido a que el desecho de manzana esta disponible a partir de julio, de acuerdo con los datos obtenidos en Sidra Copa de Oro, se decide iniciar la produccion en este mes.

Como ya se dijo anteriormente, la capacidad de la fabrica es pequena. De producir una enzima de buena calidad, aunque poco activa, se podria, al menos hipoteticamente, vender toda la produccion.

De acuerdo con las proyecciones de consumo de pectinasas, la demanda tiende a crecer, por lo que se podria trabajar al 100% de capacidad, sin llegar a producir un exceso de enzima que sobresaturase al mercado.

Por ende, se decide producir 340 dias al ano, dejando tan solo 20 dias para dar mantenimiento a la planta y dias de asueto a los trabajadores.

Puesto, que la fermentacion dura obligatoriamente cuarenta y ocho horas, se decide trabajar en tres turnos. El proceso se hara en forma semicontinua:

la planta cuenta con sesenta zymotis que trabajaran desfasados. Se decide dividir la produccion en tres lotes diarios, descargando diez zymotis por lote. De esta forma se eliminan los tiempos muertos y se reduce la inversion, pues todos los equipos accesorios seran de menor capacidad. El unico inconveniente de esta seleccion es que se requerira de mas mano de obra.

Por otro lado, es bien sabido que al arrancar un proceso, la produccion no se lleva a cabo con un rendimiento del 100%. La gente requiere de capacitacion y de cierta experiencia. Puesto que es un proceso relativamente sencillo, para los fines de este trabajo, se supondra que si se arranca

utilizando la planta al cien por ciento de su capacidad. Esta suposición es un tanto simplista, sin embargo, no introducirá cambios significativos en los flujos de efectivo, ni en la rentabilidad de la empresa (ver evaluación económica).

Resumiendo, se producirá 340 días al año, en tres turnos, con sesenta zymotis operando continuamente. El periodo de ventas será de junio a octubre, con una demanda mayor en los meses de julio, agosto y septiembre. Se producirá al 100% de la capacidad instalada durante toda la vida útil del proyecto. La inversión se hará en julio de 1987, mes en que arrancará la producción.



## V LOCALIZACION DE LA PLANTA

Como ya se menciono anteriormente, los principales criterios para localizar la planta se basan en el transporte, tanto de materia prima como de producto terminado, y a los incentivos fiscales.

El mercado principal se encuentra en el D.F. Por ende, la planta no debiera situarse muy lejos del D.F., pues los costos de producto terminado se incrementarían considerablemente. Sin embargo, debido a la relación materia prima/producto terminado (se producen 2.59Kg de producto a partir de más de 15Kg de materia prima en base seca), la planta tiene que situarse más cerca de las fuentes de materia prima.

Las materias primas principales, en cuanto a cantidad se refiere, provienen de ingenios azucareros: la planta debe estar cerca de un ingenio que tenga bagazo disponible para la venta, así como melaza.

Viendo el mapa (figura N° 1) de localización de los ingenios, se puede deducir que el estado de Veracruz reúne las condiciones necesarias para localizar la planta: en la región del bajo Veracruz, hay seis ingenios que pueden vender bagazo. Es conveniente no depender de un solo proveedor.

El desecho de manzana se produce principalmente en Cholula, Puebla, localidad que no está lejos del estado de Veracruz.

Las sales minerales se compran en el D.F. y algunas se pueden comprar en Veracruz. Sin embargo, por cada 13 Kg de bagazo y melaza, solo se requieren 0.43Kg de sales.

La yuca se produce en Huimanguillo, Tabasco y en Veracruz. Aunque esta materia prima se requiere en pocas cantidades, por lo que no es un factor para localizar la planta, es conveniente estar cerca del proveedor.

Por otro lado, en Veracruz se pueden encontrar zonas con infraestructura suficiente. Existen algunos parques industriales administrados por el Fidein. La lista de los parques industriales del sector público se anexa a este trabajo.

Una vez elegido el estado, se procedió a elegir una población o parque industrial dentro de Veracruz.

Se analizaron las opciones más interesantes en un mapa de la república mexicana. Se escogieron cuatro opciones para hacer un análisis más detallado en base a costos: Veracruz,

TABLA NO. DISTANCIAS DE LOS DIFERENTES PROVEDORES, A LAS POSIBLES LOCALIZACIONES DE LA PLANTA.

PROVEDORES	VERACRUZ	COATZACOALCOS	TUXTEPEC (PARQUE IND.)	ORIZABA
COATOTOLAPAN	270	105	130	290
SN. GABRIEL	190	135	80	240
SN. CRISTOBAL	180	145	90	245
SN. PEDRO	120	165	140	300
CHOLULA	270	480	290	130
EL MODELO	40	340	180	180
LA GLORIA	40	340	180	180
HUIMANGUILLO	450	170	360	510
VERACRUZ	---	280	140	140
DISTRITO FEDERAL	430	660	460	290

59

NOTA: LAS DISTANCIAS ESTAN DADAS EN KILOMETROS.

TABLA # 7.

tuxtepec, Coatzacoalcos y Orizaba. Todas estas poblaciones cuentan con infraestructura suficiente y, de acuerdo con el Diario Oficial del 22 de enero de 1986, se encuentran dentro de la zona de máxima prioridad nacional (zona I). Así, para pequeña industria, en estas poblaciones el gobierno mexicano otorga estímulos del 30% sobre los impuestos.

En la tabla A 7 se da una relación de las distancias entre las diversas fuentes de materia prima y las cuatro opciones analizadas. Las distancias no son exactas pues se tomaron a partir de un mapa de la República Mexicana.

De acuerdo con las disposiciones del diario oficial del 5 de noviembre, los precios por flete son los siguientes:

- primera clase : 20.549 pesos/ton\*Km
- segunda clase : 18.193           "
- tercera clase : 15.459           "
- cuarta clase : 14.451           "
- quinta clase : 13.487           "

El bagazo, el desecho de manzana y la harina de yuca se transportan a granel por lo que pertenecen a la quinta clase. Las enzimas y las sales se transportan en cunetes de 15 Kg y en sacos de 50Kg. Pertenecen a la tercera clase. La melaza se transporta en pipas o en tambos y pertenece a la segunda clase.

Por otro lado, decidimos obtener cotizaciones reales para los fletes. Con este fin, acudimos al Ing. José Luis García, comisionista, quien nos dio cotizaciones el día dos de diciembre para los siguientes fletes:

- Transporte de sales o enzimas del D.F. a Coatzacoalcos: 15000 pesos/tonelada.
- Transporte de bagazo a granel del ingenio San Cristóbal a Coatzacoalcos: 15000/tonelada.
- Transporte de melaza en pipa de San Cristóbal a Coatzacoalcos: 17500/ton
- Transporte de harina de yuca a granel de Huimanguillo a Coatzacoalcos: 18000/tonelada.
- Transporte de desecho de manzana a granel de Cholula a Coatzacoalcos: 14000 /tonelada.

Si se dividen estas cantidades por el número de kilómetros recorridos, se obtiene una estimación del precio por tonelada - kilómetro. Se puede comparar estos valores con los oficiales en la siguiente tabla:

MATERIAL	PRECIO OFICIAL	PRECIO REAL
bagazo	15.51\$/ton.Km	103.45\$/ton.km
melaza	20.92 "	120.67 "
enzimas	17.77 "	22.72 "
sales	"	"
yuca	15.51 "	105.89 "
d. manz.	"	29.17 "

Para los precios oficiales se supuso un aumento del 15% entre el mes de noviembre y el mes de diciembre, ya que ese fue el aumento del diesel y de la gasolina.

! Puede verse que los precios reales son mucho mayores que los precios reales. La cotizacion obtenida es alta. Sin embargo esto obedece a que a los transportistas no les interesa este tipo de recorridos. Es totalmente ficticio pensar que los fletes se tasan en base a la tonelada-kilometro. Sin embargo, para fines de este proyecto se tiene que hacer esta suposicion, pues no se pueden obtener los fletes para cada una de las distancias mencionadas.

En la tabla # 8 se calculo el costo relativo del transporte para todas las opciones. El calculo se hizo en base a los requerimientos relativos de cada materia transportada, en base a las distancias de la tabla # 7 y en base al costo por tonelada kilometro obtenido de la cotizacion. En la tabla # 9 solo se tomaron los costos para los fletes mas baratos y se calculo el costo relativo total. En esta tabla se deduce que la ciudad de Veracruz es la mejor opcion para localizar la planta.

Asi, se determino localizar la planta en Veracruz, Veracruz. El bagazo se puede comprar en los ingenios La Gloria y El modelo, al igual que la melaza. Existe una tercera opcion de compra en el ingenio San Pedro, que se encuentra a 120 Km. El desecho de manzana se trae de Cholula y la yuca de Veracruz. Las sales se pueden traer de Mexico ya que solo la urea se puede obtener en Veracruz (empresa Mardupol) y a un precio mayor al ofrecido en otras companias en el D.F. (ver tabla #4). Puesto que las companias que compran pectinasas solo piden una vez por ano, los costos de transporte de producto terminado son pequenos.

En realidad, la planta deberia localizarse aun mas cerca de los ingenios. Sin embargo carecemos de informacion sobre la infraestructura del lugar, la disponibilidad de mano de obra...

Resumiendo, la planta se localiza en Veracruz, Veracruz, comprando la materia prima en los lugares ya citados. Las ventajas de esta localizacion son la reduccion en los costos de transporte, el contar con incentivos

TABLA NO. 3

COSTOS RELATIVOS DE TRANSPORTE PARA LAS POSIBLES LOCALIZACIONES DE LA PLANTA.

LUGAR	VERACRUZ	COATZACOALCOS	TUXTEPEC	ORIZABA*
<b>DAGAZO</b>				
(103.45 \$/TON/KM)				
COATOTOLAPAN	237,399.80	92,329.13	114,312.25	---
SN. GABRIEL	167,071.75	118,708.89	70,346.25	211,038.00
SN. CRISTOBAL	158,278.50	127,500.00	79,139.25	---
SN PEDRO	105,519.00	145,088.63	123,105.50	---
LA GLORIA	35,173.00	298,970.50	158,278.50	---
	35,173.00	298,970.50	158,278.50	---
<b>MELAZA</b>				
(120.67 \$/TON/KM)				
COATOTOLAPAN	146,637.90	57,016.98	70,591.95	---
SN. GABRIEL	103,172.89	73,307.03	43,411.20	246,166.80
SN. CRISTOBAL	97,742.70	78,750.00	48,871.35	---
SN. PEDRO	65,161.80	89,597.46	76,022.10	---
LA GLORIA	21,720.60	184,625.10	97,742.70	---
EL MODELO	21,720.60	184,625.10	97,742.70	---
<b>DESP. MANZANA</b>				
(29.17 \$/TON/KM)				
CHOLULA	59,226.77	105,280.00	63,613.94	28,516.59
<b>H. DE YUCA</b>				
(105.89 \$/TON/KM)				
HUIMANGUILLO	4,035.70	1,524.60	3,228.80	
VERACRUZ	---	2,511.29	1,255.64	
<b>SALES</b>				
(22.72 \$/TON/KM)				
D.F.	4,224.36	6,486.00	4,519.09	1,375.38
COATZACOALCOS	1,570.04 <sup>+</sup>	---	1,121.50 <sup>+</sup>	---
VERACRUZ	---	1,962.55 <sup>x</sup>	981.27 <sup>x</sup>	---
PUEBLA	1,401.82 <sup>+</sup>	2,579.35 <sup>+</sup>	1,513.96 <sup>+</sup>	---
<b>ENZIMAS</b>				
(22.72 \$/TON/KM)				
D.F.	25,303.25	38,837.56	27,068.60	8,239.10

## NOTAS

\*PARA ORIZABA SOLO SE TOMARON LOS PUNTOS MAS ECONOMICOS.

+ SOLO SE TRANSPORTA SULFATO DE AMONIO

x SE TRANSPORTA SULFATO DE AMONIO Y UREA.

POR CADA 8.5 TON DE BAGAZO SE TRANSPORTAN 4.5 TON DE MELAZA, 7.52 TON DE DESECHO DE MANZANA, 0.0847 TON DE HARINA DE YUCA, 2.59 TON DE ENZIMAS Y 0.43 TON DE SALES (DE LAS CUALES 0.124 SON DE FOSFATO DE POTASIO MONOBASICO, 0.062 DE UREA Y 0.25 DE SULFATO DE AMONIO).

TABLA NO. 9

COSTOS RELATIVOS DE TRANSPORTE PARA LAS POSIBLES LOCALIZACIONES DE LA PLANTA EN BASE A LAS OPCIONES MAS BARATAS.

PROVEDOR	VERACRUZ	COATZACOALCOS	TUXTEPEC	ORIZABA
» BAGAZO				
COATOTOLAPAN	---	92,329.13	---	---
SN. GABRIEL	---	---	70,346.00	211,028.00
LA GLORIA	35,173.00	---	---	---
» MELAZA				
COATOTOLAPAN	---	57,016.58	---	---
SN. GABRIEL	---	---	43,411.20	246,166.80
LA GLORIA	21,720.60	---	---	---
» DESP., MANZANA				
CHOLULA	59,226.77	105,280.00	63,813.94	28,516.59
» SALES				
DIST. FED.	4,224.36	6,486.00	4,519.09	1,375.38
» H. DE YUCA				
HUIMANGUILLO	---	1,524.60	---	---
VERACRUZ	---	---	1,255.64	---
T O T A L	145,647.38	301,473.87	210,244.47	495,335.87

fiscales, contar con infraestructura y servicio necesarios, y tener mano de obra disponible. La principal desventaja es el clima calido que influye negativamente en la actividad de la gente. Tambien influye negativamente en el proceso pues se tendra que gastar mas energia y agua para remover el calor metabolico de la fermentacion. La humedad del ambiente tambien implica mayores costos pues se requerira de un cuarto con ambiente controlado para almacenar las materias primas y el producto terminado.



## VI SELECCION DE EQUIPO Y DE TECNOLOGIA

### VI.1 - COMPARACION FERMENTACION EN MEDIO SOLIDO - FERMENTACION EN MEDIO LIQUIDO

En la fermentacion en medio solido, un sustrato solido humedecido es fermentado por algun microorganismo en la ausencia de agua libre. Los niveles de humedad varian entre el 40 y el 75%.

Este tipo de fermentacion se ha utilizado desde tiempos antiguos para la produccion de quesos, alimentos fermentados (como el koji japones) y compostas. Sin embargo, el refinamiento, la automatizacion y el uso industrial de esta tecnica practicamente se ha limitado a los paises de Oriente (Yamada, 1977). Tras la segunda guerra mundial, esta tecnica fue sustituida en Occidente por el cultivo sumergido o fermentacion en medio liquido (Lonsane, 1985).

La fermentacion en medio liquido se desarrolla en medios diluidos que contienen alrededor de un 90% de agua o mas. La mayoria de los productos de fermentacion se obtienen por esta tecnica, que ha sido ampliamente desarrollada a nivel industrial. Actualmente la fermentacion en medio solido (FSS) solo se emplea comercialmente para la produccion de acido citrico, acido galico, enzimas y alimentos fermentados enriquecidos en proteinas (Raimbault, 1981).

Al decidir evaluar un proyecto de produccion de celulasas y pectinasas, se tuvo que elegir entre la FSS y la fermentacion en cultivo sumergido (FCS). La eleccion se hizo en base a la informacion bibliografica de las ventajas y desventajas de ambos metodos.

Asi la FSS posee numerosas ventajas sobre la FCS para el cultivo de hongos que liberan su producto al medio, como es el caso de las enzimas pecticas y celulosicas:

- El medio de cultivo es relativamente simple.

- El hongo crece en condiciones similares a las reinantes en su habitat natural. Evolutivamente, los hongos estan mejor adaptados al crecimiento sobre superficies solidas que al crecimiento en medios liquidos (Hesseltine, 1972).

- No se requieren de condiciones asepticas estrictas (Raimbault, 1981). De tal forma se reducen los costos de esterilizacion y de mantenimiento de condiciones asepticas.

- El sustrato se encuentra muy concentrado, lo cual implica que el volumen de los equipos es menor que para la FCS (Raimbault, 1981).

- Aunque la productividad de la FSS y la FCS es similar e incluso menor para la FSS si se expresa en Kg de producto por hora de fermentación, esta es mucho mayor para la FSS si se expresa en Kg de producto por hora de fermentación, por metro cubico de reactor (raimbault, 1981).

- Las enzimas excretadas por el hongo se concentran en una zona cercana al microorganismo; no se diluyen como en le caso de los cultivos sumergidos (Raimbault, 1981). La alta concentración del producto reduce los pasos y los costos de su recuperación. Esto es muy importante pues se ha visto que para varios productos de fermentación utilizados en la industria farmaceutica, el costo total del producto es una función exponencial inversa de su concentración.

- En la FSS se desperdicia poca agua. Los problemas de tratamiento de efluentes son minimos (Lonsane, 1985 ; Hasseltine, 1972).

- Los requerimientos de energía son bajos en comparación a los de la FCS . Esto es especialmente cierto para el caso de la aereación (Lonsane, 1985). En el cultivo líquido, el tipo de crecimiento y la naturaleza del microorganismo tienden a aumentar la viscosidad del medio, lo cual dificulta la transferencia de oxígeno y la agitación del medio (Raimbault, 1981).

- En la FSS no hay problemas de formación de espumas (Lonsane 1985).

- La tecnología es sencilla comparada con la empleada en la FCS.

- Se requiere de menores inversiones.

Sin embargo la FSS también tiene desventajas :

- En la FCS el control de los parámetros como la temperatura y el pH es más sencillo y se conoce mejor. De aquí que el mantenimiento de las condiciones óptimas sea posible mientras que para la FSS resulte muy difícil.

- La producción del inóculo es una limitante de la FSS. Se requieren de inóculos masivos para evitar la esterilización y asegurar la colonización eficiente del medio sólido.

- Los conocimientos tanto fisiológicos como tecnológicos de la FCS son mucho más extensos, como lo revela la amplia literatura que trata sobre el tema (Raimbault, 1981).

- La rendición del calor metabólico y el control de la

humedad constituyen las principales limitaciones del cultivo en solido y dificultan el escalamiento de los procesos a un nivel industrial (Ralph, 1976 ; Lonsane, 1985).

- El monitoreo de la fermentacion es complicado.

- El acondicionamiento del sustrato es uno de los problemas esenciales de la FSS pues de este depende su digestibilidad, la aereacion eficiente y el mantenimiento de la humedad.

En resumen, las ventajas de la FSS residen esencialmente sobre criterios de tipo economico. En contrapartida, los conocimientos fisiologicos y tecnologicos se encuentran menos avanzados ya que los estudios fundamentales son escasos y relativamente recientes (Raimbault, 1981).

Debido a que las inversiones para la FSS son menores y a que la UAM-I, junto con ORSTOM, esta desarrollando una tecnologia basada en este tipo de cultivo, se opto por evaluar economicamente la produccion de pectinasas y celulasas en medio solido.

## VI.2 - DESCRIPCION DE LA PRODUCCION DE CELULASAS A NIVEL SEMIPILOTO

### VI.2.1 - PRODUCCION DEL INOCULO

La fermentacion requiere de un inoculo de  $3 \times 10^7$  esporas de *Trichoderma harzianum* por gramo de sustrato. Para su produccion se utiliza un esporulador de discos (RAINBAULT y ROUSSOS, 1985), descrito en la figura n.º 4.

El esporulador tiene un volumen de 4 litros y utiliza 600ml de medio de cultivo. Consta de 35 discos de 5 cm de diametro, con una superficie util de 4,960 cm<sup>2</sup>. Estan formados por dos grillas de acero de 2mm de espesor y la apertura de la malla es de 4mm. El espacio entre dos discos es de 10mm. El esporulador con el medio de cultivo se esterilizan facilmente y acepta un flujo de aire esterilizado por filtracion y previamente humidificado. Los datos tecnicos de la esporulacion son los siguientes:

#### Medio de cultivo:

Harina de yuca	40g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	2g
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4g
Urea	1g
CaCl <sub>2</sub>	1g
Agar	15g
Agua	1 l
pH	5.6

- 600ml de medio para un esporulador de 4lt
- Esterilizacion: en autoclave, a 110°C, 40 minutos.
- Inoculacion:  $6 \times 10^8$  esporas de *L.harzianum*, a partir de un matraz.
- Incubacion:
  - temperatura ambiente
  - aereacion :100l/hr (aire humidificado)
  - tiempo : 6 dias
- Recoleccion de esporas: dos litros de agua con Tween 80 (1ml).
- n total de esporas:  $8.67 \times 10^{11}$ /esporulador
- Rendimiento:  $3.61 \times 10^{10}$  conidias/g

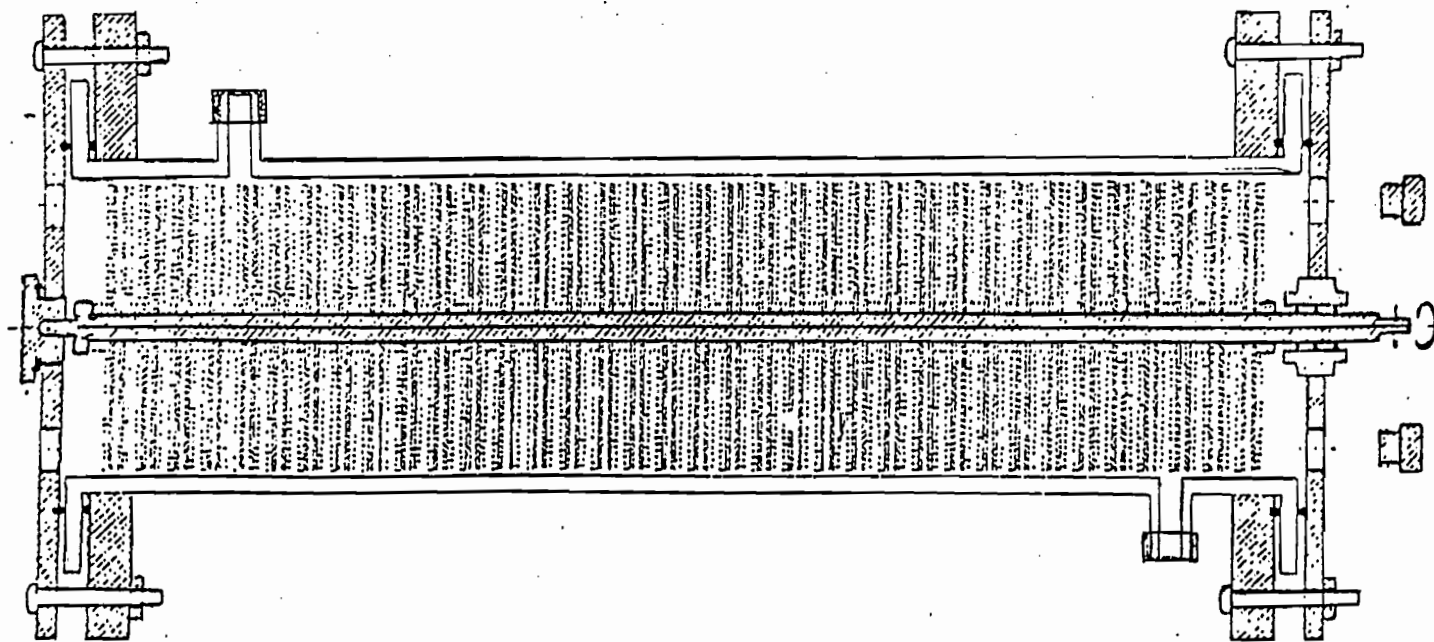


FIG. 4 Esquema detallado del esporulador  
discos rotatorios.

-  $n$  de esporas/cm<sup>2</sup>:  $1.75 \times 10^8$  esp/cm<sup>2</sup>

#### VI.2.2 - ACONDICIONAMIENTO DEL SUSTRATO

El sustrato requiere de un tratamiento anterior a la fermentación. El bagazo, un desperdicio agroindustrial de los ingenios azucareros, cuenta con una abundante microflora. Además, debido a su baja densidad, no es posible humedecerlo por simple remojo hasta los niveles deseados para la fermentación.

El acondicionamiento consiste en la esterilización en autoclave, durante tres horas, a 110°C, de lotes de 4Kg de mezcla de sustrato y sales minerales. Al finalizar el proceso, la humedad del medio de cultivo es de 50%.

#### VI.2.3 - FERMENTACION

- Medio de cultivo:

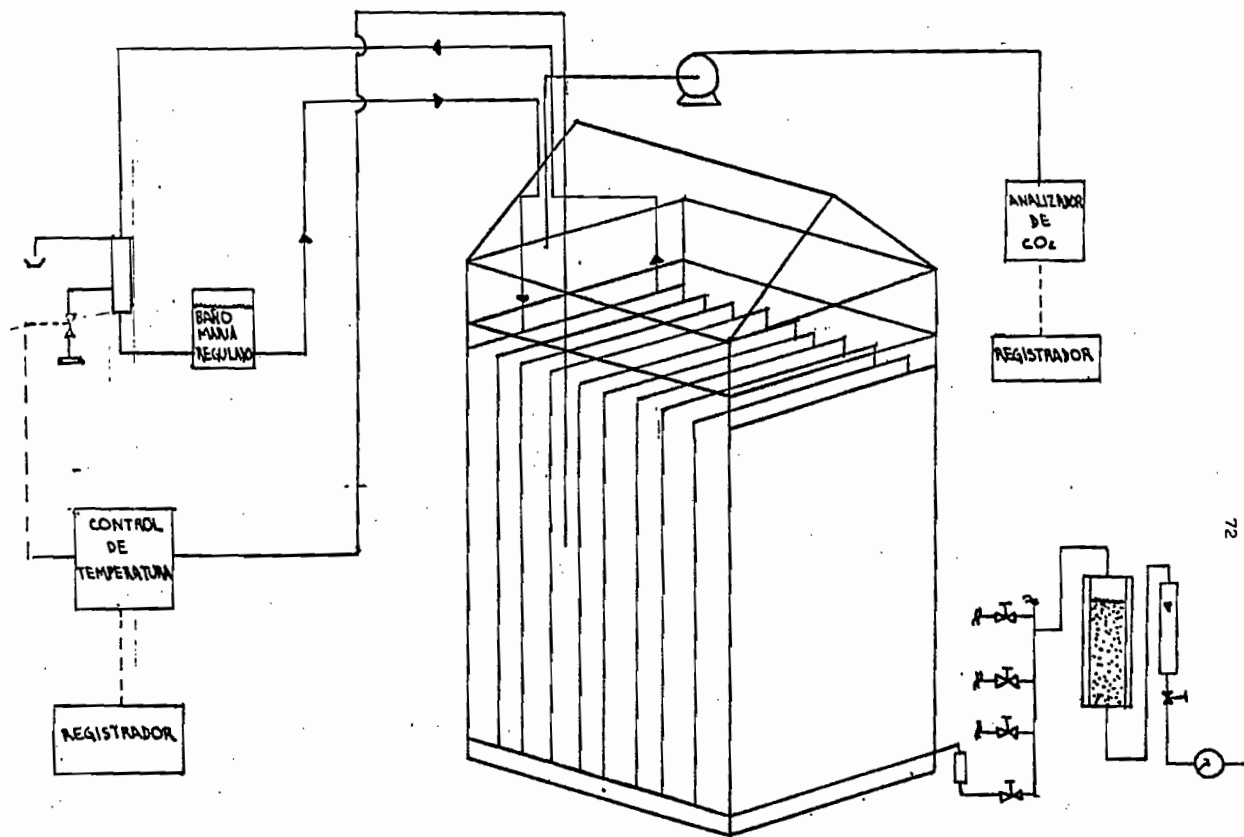
Bagazo de caña	800g
Salvado de trigo	200g
Urea	24g
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	97g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	50g
pH	4.4
Agua de la llave	72% <sub>H</sub>

El agua de la llave proporciona todos los oligoelementos necesarios. La humedad se lleva al 72% adicionando la suspensión de esporas.

- Inoculo:  $3 \times 10^9$  esporas de *L. hanzianum* por cada 100g de medio en base húmeda.
- Duración: 48 horas
- Temperatura: 29°C
- Aereación: 25l/hr/100g medio con 72% de humedad.

#### VI.2.4 - FERMENTADOR

El fermentador es un zymotis diseñado en ORSTON (PREBOIS Y Col.1985). En la figura  $n$  5 se presenta un esquema del zymotis. Tiene capacidad para 50 Kg de sustrato húmedo.



72

FIG. 4 Esquema del equipo Zymotis y sus accesorios.

Esta constituido por una cuva paralepipeda dividida en 9 compartimentos, separados por 10 placas de refrigeracion. El llenado se hace manualmente, colocando en cada compartimento el sustrato ya preparado y acondicionado, hasta una altura maxima de 48cm.

La aereacion del cultivo se lleva a cabo por la base de la cuva, asegurando una buena oxigenacion del medio solido. El zymotis ocupa un volumen de 100lt.

### VI.2.5 - RECUPERACION DE LAS CELULASAS

Tras las 48 horas de cultivo, el producto fermentado se reparte en lotes de 500g que se presan en una prensa hidraulica, con el fin de extraer las celulasas. A partir de un lote de 500g de producto fermentado humedo se obtiene, tras dos minutos y medio de prensado a 220 bar, una fraccion insoluble de 210g peso humedo, y una fraccion soluble de 290ml que contiene la mayoria de las celulasas. A la fraccion insoluble se le adicionan 290ml de agua y se presan nuevamente, lo cual produce una nueva fraccion insoluble de 210g que contiene 109.7g de materia seca y una segunda fraccion soluble de 290ml.

En las figuras R 6 y 7 se esquematiza el proceso de prensado con los balances correspondientes. En el primer prensado se extrae el 67.5% de las celulasas. En el segundo se obtiene el 80% de las celulasas restantes. En total se recupera el 93.5% de las enzimas en una solucion altamente concentrada. Las celulasas de la segunda fraccion estan tres veces mas diluidas.

Como balance de la fermentacion, se puede estimar que 12Kg de sustrato (mezcla de bagazo y salvado) producen 160,000 unidades internacionales de papel filtro y 1,600,000 unidades internacionales de carboximetilcelulasa, las cuales se obtienen concentradas en un volumen de 27 litros. Las enzimas se obtienen como una mezcla en la que se incluyen otro tipo de enzimas y sales disueltas.

Posteriormente, el jugo concentrado se filtra para eliminar las particulas solidas suspendidas y se liofiliza para obtener las enzimas en forma de un polvo que se puede conservar largos periodos sin perder actividad celulolitica (Roussos, 1985).



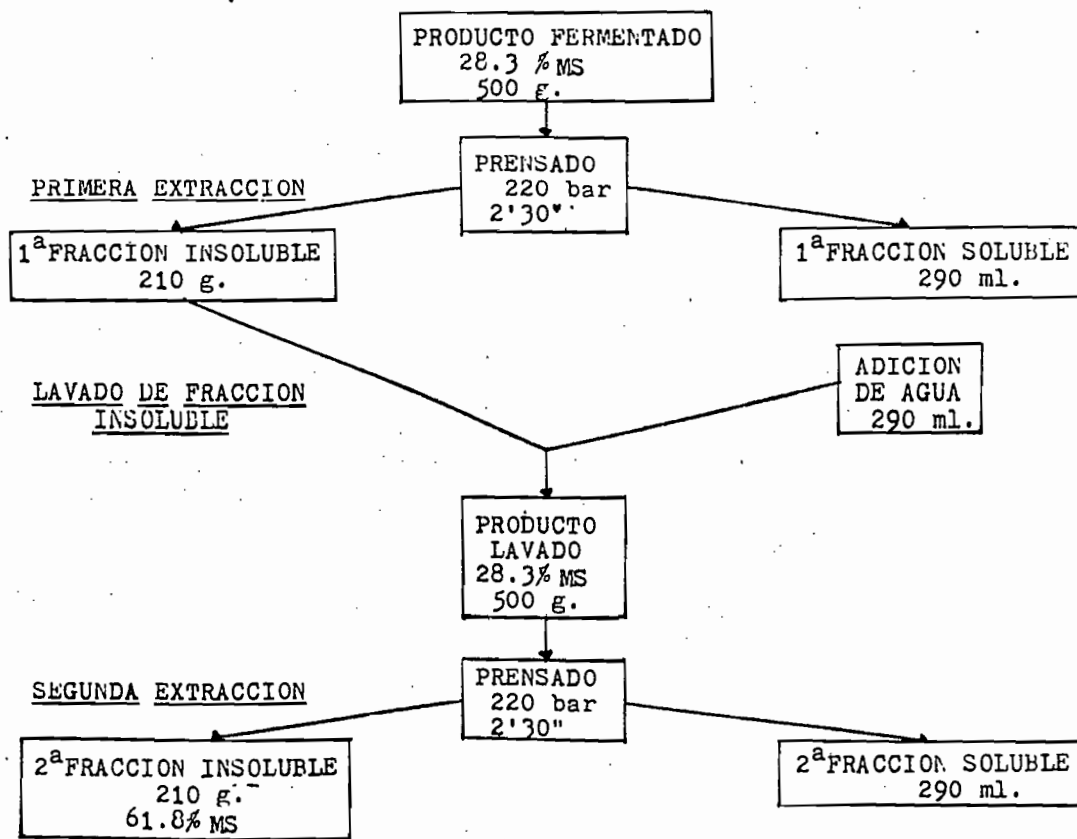


FIGURA 6 : Extraccion de celulasas con una prensa hidraulica a nivel semipiloto.

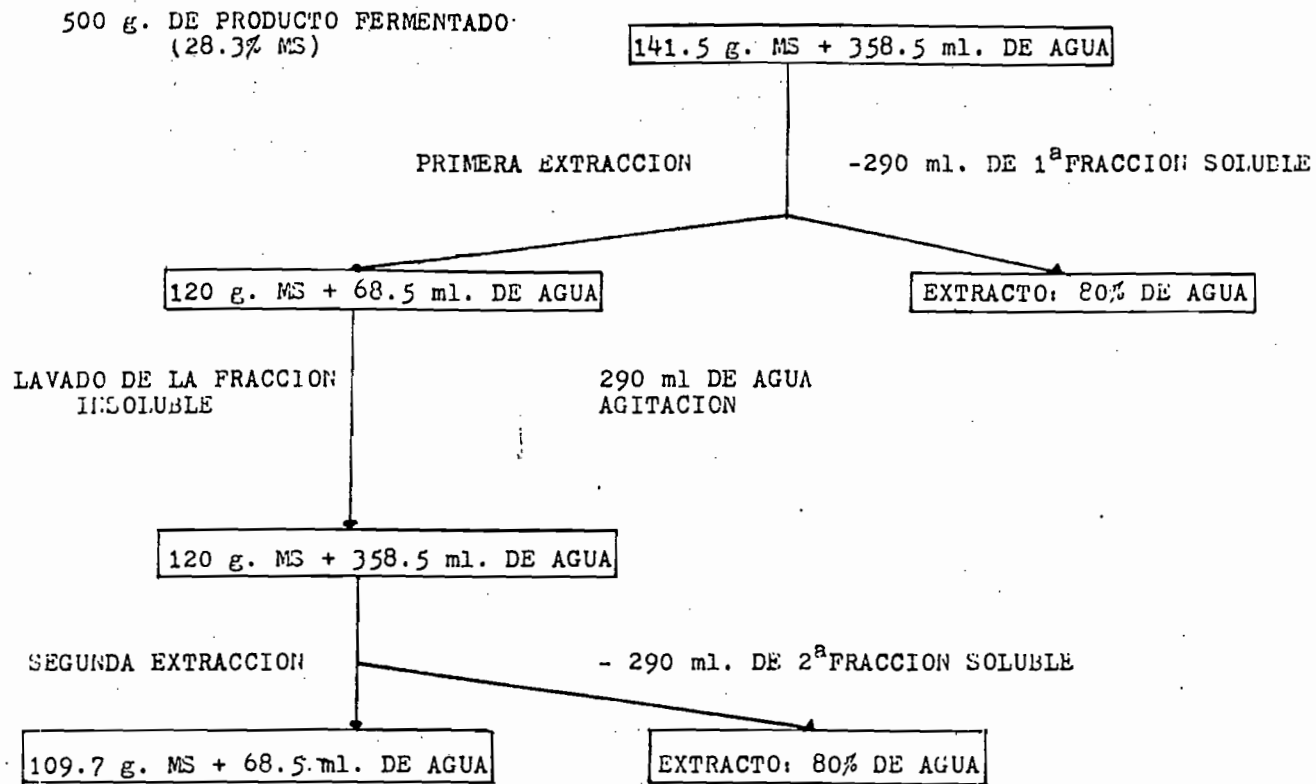


FIGURA 7 : Balance de las diferentes fracciones obtenidas en la extraccion de celulasas con prensa hidraulica a nivel semipiloto.

### VI.3 - DESCRIPCION DE LA PRODUCCION DE PECTINASAS A NIVEL SEMIPILOTO

#### VI.3.1 - PREPARACION DEL INOCULO

Se requiere de un inoculo de  $3 \times 10^7$  esporas de *Aspergillus niger* por gramo de sustrato peso seco. La produccion del inoculo se lleva a cabo en un esporulador con discos. Usualmente se obtienen  $4 \times 10^{11}$  esporas.

##### Medio de cultivo:

Harina de yuca	77.0g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	3.9g
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7.7g
Urea	1.9g
CaCl <sub>2</sub>	5.1g
Agar	7.7g
Agua	600ml
pH	5.6

- Esterilizacion: igual que en el caso de las celulasas.
- Incubacion:
  - temperatura ambiente
  - aereacion : 60 lt/hr
  - (aire humidificado y esteril)
  - tiempo : 6 dias
- Cosecha: 3.6 litros de agua con 1ml de Tween 80
- Numero total de esporas:  $4.64 \times 10^{11}$  esporas de *A.niger* esporulador.
- Rendimiento:  $6.03 \times 10^9$  esporas/g sps.
- Ft esporas por ,cm<sup>2</sup>:  $9.4 \times 10^7/cm^2$

#### VI.3.2 - FERMENTACION

La fermentacion se puede llevar a cabo en el Zymotis, llenado a su maxima capacidad (50Kg).

##### - Medio de cultivo:

Bagazo de cana	100.0g
Sacarosa	18.6g
Pectina	9.3g
Urea	0.67g

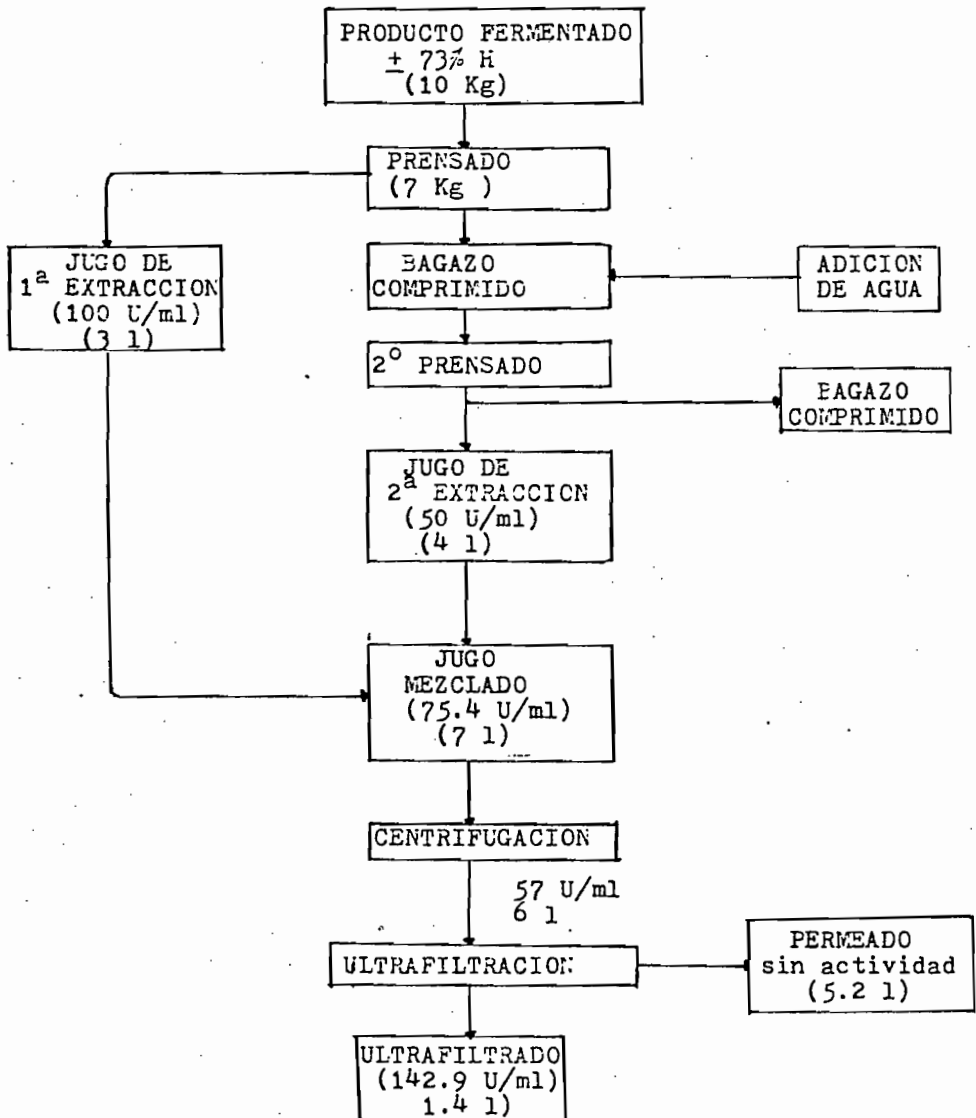


FIGURA 2 : Diagrama de flujo de recuperacion de pectinasas a nivel semi piloto.

(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2.73g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	1.39g
Agua de la llave	70% <sup>H</sup>
pH	4.5

- Inoculo:  $2 \times 10^7$  esporas por gr. de medio en base humeda.
- Tiempo de incubacion: 45 horas
- Flujo de aire: 300 a 600 lt/hr/kg
- Temperatura: 35°C

### VI.3.3 - RECUPERACION DE ENZIMAS

Tras las 45 horas de fermentacion, el producto se prensa en las mismas condiciones descritas para la recuperacion de celulasas (figura N° 8). En el prensado se obtienen dos fracciones: una de tres litros con actividad de 100 UI/ml y otra de cuatro litros con 50 UI/ml, para 10 kg de medio de cultivo humedo.

Los jugos que se obtienen se centrifugan a 5000 rpm durante 30 minutos a 4°C para evitar la denaturalizacion de las enzimas. En esta operacion se eliminan los solidos suspendidos y se obtiene un jugo con una actividad de 97.9 UI/ml.

El jugo se somete a ultrafiltracion en el ultrafiltrador modelo RF-LAB-SRF con capacidad para procesar 10 litros por hora. Se utiliza una membrana PM 10 Romicon, con un peso molecular de corte de 10,000. El volumen de trabajo es de 6 litros, la presion de entrada 26.3 psi, y la de salida 5 psi. Se obtienen 1400 ml con una actividad de 143 UI/ml.

Referencia : ROUSSOS, 1985 ; TREJO, 1986

#### VI.4 - SELECCION DE TECNOLOGIA Y DE EQUIPO

En esta seccion se ira describiendo paso por paso, la seleccion hecha para obtener un proceso de produccion de pectinasas.

##### VI.4.1 - PRODUCCION DEL INOCULO

A nivel laboratorio y semipiloto se utiliza el esporulador de discos descrito en la figura Ft 4. A este nivel, este equipo funciona muy bien pues produce esporas de muy buena calidad, que incluso pueden conservarse en refrigeracion durante un mes sin una perdida de viabilidad considerable. Las esporas ( $4.64 \times 10^{11}$  por esporulador), se cosechan en 3.6 litros de agua y no se requiere de una filtracion posterior.

Para inocular un zymotis con 50 Kg de medio humedo, se requieren  $1.5 \times 10^{12}$  esporas, por lo que se requieren 3.23 esporuladores por Zymotis. Puesto que la planta cuenta con 60 zymotis, de los cuales 30 se cargan e inoculan diariamente, y puesto que la esporulacion dura 6 dias, se requieren 582 esporuladores para la inoculacion. Los esporuladores son de acero inoxidable pues deben resistir la esterilizacion, y estan en contacto con sales minerales. Tienen mallas tambien de acero inoxidable, y estas se deben cortar a mano. Ademas, requieren de una flecha y de un motor. Todo esto hace que sea un equipo sumamente caro. Aproximadamente, un esporulador con sus accesorios cuesta un millon de pesos (noviembre). Ademas, no se puede hacer su escalamiento con facilidad. Todo esto hace que sea un equipo muy ineficiente para ser utilizado a nivel industrial, aunque sea muy bueno a nivel laboratorio.

Como ya se menciona con anterioridad, la produccion del inoculo es una de las limitaciones de la FSS. En ORSTOM, se desarrollo un nuevo prototipo para resolver este problema. Sin embargo, esta en vias de ser patentado, por lo que no se le puede utilizar para los fines de este trabajo.

Tradicionalmente, la produccion del inoculo se ha llevado a cabo en botellas. Una botella produce  $4.42 \times 10^{12}$  esporas, es decir un orden de magnitud mayor que los esporuladores de disco. Las botellas son de pyrex. Se incuban durante siete dias a 29C. Reciben una aereacion de 75 lt/hr (medidos a 20C). Las esporas se recuperan en un litro de agua y la suspension obtenida debe filtrarse. El medio de cultivo que utilizan no requiere de agar ni de cloruro de calcio, por lo que es mas barato que el anterior.

Con una sola botella se pueden inocular 2.95 zymotis. Por lo tanto, para abastecer a 30 zymotis, y puesto que la esporulacion tarda siete dias, se necesitan setenta y dos

botellas. Cada botella cuesta 35000 (diciembre), si se compran al mayoreo (Farmacia Paris).

Asi, se decido producir el inoculo con estas botellas pues es una opcion mucho mas barata que la anterior. No obstante, el manejo de las botellas es "engorroso" y requiere relativamente de mucha mano de obra. Ademas, las botellas pueden romperse en cualquier descuido.

#### VI.4.2 - MEDIO DE CULTIVO

Como ya se menciona, la sacarosa y la pectina son demasiado caras como para ser utilizadas como materia prima para la fermentacion. Por lo tanto, para los fines de este proyecto, se supuso que podian sustituirse por melaza y desecho de manzana respectivamente, siempre tomando en cuenta las cantidades necesarias para obtener una concentracion igual a la descrita en la seccion de descripcion piloto. La formulacion del medio es la siguiente:

bagazo		8.50Kg
desecho de manzana seco		1.58Kg
melaza	mm	4.50Kg
urea		0.06Kg
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>		0.12Kg
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0.24Kg
agua de la llave		34.10Kg
total		50.00Kg

#### VI.4.3 - TANQUE AGITADO

Se requiere para disolver las sales en agua y mezclar con la melaza. Se dimensiono para las necesidades de un lote. Se tomo la geometria recomendada. Se eligio el agitador en base al menor consumo de potencia y al menor costo. El resultado de esta seleccion fue un agitador de helice. Para mayor informacion se pueden consultar las memorias de calculo.

#### VI.4.4 - MEZCLADORA DE SOLIDOS

La mezcladora de solidos se requiere para mezclar el bagazo, el desecho de manzana, y las sales disueltas junto con la melaza en agua. Puesto que se esteriliza tres veces al dia, y en cada lote se tiene que alimentar a 10 zymotis, se deben, de acuerdo con los balances de materiales, mezclar 150Kg de solidos, y llevarlos a un 50 % de humedad.

La seleccion de un mezclador de solidos depende basicamente de la naturaleza de los materiales que se van a mezclar. Se deben tomar en cuenta la facilidad, la frecuencia y la intensidad de las limpiezas. Sin embargo la eleccion se basa primordialmente en la homogeneidad proporcionada por el mezclador.

Para el proceso se requiere mezclar el desecho de manzana seco con el bagazo. De acuerdo con las propiedades de estos materiales, los dos tipos de mezcladores que se pueden utilizar son:

- las mezcladoras con aspas helicoidales
- las mezcladoras amasadoras de brazo doble.

Las primeras constan de una helice continua montada en un tubo de extraccion. El estrecho franqueo entre el tubo y el tornillo, y una alta velocidad de rotacion dan como resultado el movimiento rapido de material y un cizallamiento elevado. El tornillo eleva el material por el tubo y vuelve al fondo del tanque por gravedad. Esta mezcladora se puede utilizar para solidos fibrosos como el bagazo, siempre y cuando su fondo sea redondo.

Las segundas tienen dos aspas de rotacion contraria en una artesa rectangular con curva en el fondo. Sus aspas pueden ser tangenciales o de superposicion. Las primeras funcionan con velocidades diferentes por lo que el mezclado es mas rapido y se acumulan menos materiales sobre las aspas. Las aspas tipo sigma tienen una buena accion de mezclado y son facilmente descargables.

Ambos tipos de mezcladora pueden funcionar con una inyeccion de liquidos, que es lo que nos interesa. Pueden descargarse comodamente pues tienen un sistema de volteo que ademas facilita su limpieza.

La seleccion entre ambos equipos se hizo en base a la inversion y al consumo de potencia. Los calculos pueden encontrarse en las memorias. En base a estos criterios, se eligio la mezcladora de aspas helicoidales.

Esta misma mezcladora se puede utilizar para inocular la suspension de esporas.

#### VI.4.5 - AUTOCLAVE

Este equipo se requiere para esterilizar las botellas de esporulacion, sus filtros, y para dar un tratamiento termico al medio de cultivo. Su eleccion se baso en el volumen necesario para introducir el material a esterilizar. Se hicieron balances de calor para determinar el flujo de vapor que requiere el proceso. De datos pilotos, se sabe que la temperatura debe mantenerse a 121°C durante una hora.

Se opto por inyectar vapor directo, ya que el calentamiento por chaqueta es muy poco eficiente cuando las relaciones area/volumen son pequenas.



La esterilización del medio se hace en charolas de poca profundidad para asegurar que la masa este a la temperatura requerida. Sin embargo, puesto que se utiliza vapor saturado, este se condensa, encharcando las charolas. Para evitar este problema, se puede inyectar aire caliente (Milson, 1980). De esta forma se evita la condensación del vapor. Los balances de calor respectivos y los datos técnicos del autoclave pueden verse en las especificaciones de los equipos y en las memorias de cálculo.

Se determinó esterilizar tres veces al día ya que un menor número de lotes implicaría un aumento de la inversión y se tendría medio preparado a la intemperie, listo para ser fermentado por cualquier microorganismo contaminante. No se puede hacer un mayor número de esterilizaciones diarias pues cada una requiere de cuatro horas más el tiempo de preparación del medio y más el tiempo de descarga.

El calentamiento dura una hora, el mantenimiento a 121°C una hora y el enfriamiento dos horas.

Por lote se esterilizan 10 charolas con medio de cultivo al 50% (para 10 zymotis) y cuatro botellas con sus respectivos filtros de aire. Las charolas y botellas se transportan en carros.

#### VI.4.6 - ZYMOTIS

Este equipo se seleccionó puesto que es la que se utiliza en la UAM-I, a nivel piloto. Es la unidad central del proceso. Su descripción puede verse en descripción piloto.

#### VI.4.7 - COMPRESORA PARA ZYMOTIS

Se requiere de un gasto de aire considerable para satisfacer la demanda de oxígeno de *A. niger* durante la fermentación. Se decidió utilizar una sola compresora para todos los zymotis, pues es la opción más barata. Sin embargo se corre el riesgo de parar totalmente la producción si tiene alguna falla.

A partir de los datos a nivel piloto, se estimó el flujo de aire requerido para alimentar a 60 zymotis. Se determinó que no se puede utilizar una compresora adiabática, pues el aire se calentaría a 183°C, debido a la alta presión de descarga requerida. Se eligió entonces una compresora de múltiples etapas, con enfriamiento entre etapas. En base a costos y potencia consumida, se eligió una compresora de dos etapas, con enfriamiento entre cada etapa.

#### VI.4.8 - SECADOR DE CHAROLAS

El desecho de manzana se compra con una humedad del 80%. Es pues muy susceptible a la descomposicion. Puesto que solo se produce cuatro meses al ano, y con el fin de no detener la produccion cuando no este disponible, se determino secarla. De tal forma se puede conservar durante un ano sin que se descomponga.

Los secadores mas utilizados en alimentos para solidos son los secadores de charolas y los de tunel. Son los unicos apropiados para secar solidos con materiales termolabiles.

De hecho, las pectinas de la manzana, que en nuestro caso sirven como inductoras de la produccion de pectinasas, son termolabiles, y se descomponen a temperaturas mayores a 60C (Geankoplis).

En los secadores de tunel y de charolas, el solido seco sale a la temperatura de bulbo humedo del aire de entrada. Por lo tanto se puede secar a temperaturas de solido menores a 60C.

En realidad, estos dos tipos de secadores son similares, pues operan bajo el mismo principio. Sin embargo, el secador de tunel opera en regimen continuo y se utiliza para grandes volumenes de material a secar. Puesto que nuestras necesidades no son muy grandes (77 toneladas por ano, divididas en cuatro meses), se decidio utilizar un secador de charolas.

El desecho de manzana se produce cuatro meses al ano. Procesando dos lotes diarios, de 875kg cada uno, se puede cubrir con las necesidades de la planta para un ano (ver balances de materiales). Si los pedidos son de 3.5 toneladas (pick ups 350), estas se procesan en dos dias, de tal forma que el desecho humedo no se descompone.

El secado de manzana se hace normalmente en ocho horas (Geankoplis), por lo que se tomo este tiempo como base para disenar el secador. Se decidio secar dos lotes diarios. Las ocho horas del turno restante se pueden utilizar para secar el producto fermentado y comprimido.

Efectivamente, el producto fermentado comprimido se puede vender como complemento alimenticio para ganado. Actualmente se estan haciendo pruebas con animales vivos para determinar su potencial como complemento alimenticio. Al crecer el hongo, se forma proteina, aumentando de tal forma el valor agregado de la materia prima. Para fines de este trabajo se supondra que si se puede vender este subproducto.

El producto fermentado se puede secar en el mismo secador. Los balances de materiales se incluyen en las memorias de calculo.

#### VI.4.9 - BOMBAS Y COMPRESORAS

Para todas las bombas y compresoras se calcularon las necesidades de flujo, las condiciones de presión y temperatura requeridas y la potencia necesaria para efectuar el trabajo requerido. Los resultados pueden verse tanto en las memorias de cálculo como

en las listas de equipo con sus especificaciones. La elección, cuando se presentó el caso, se hizo principalmente en base a costo del equipo y potencia consumida.

#### VI.4.10 - EXTRACCIÓN DE JUGO CONCENTRADO

Al finalizar la fermentación, se obtiene un producto sólido con un 73% de humedad. En este se encuentra la mezcla de enzimas pecticas.

El bagazo utilizado como soporte durante la fermentación es un sólido poroso, que tiene una gran capacidad para absorber agua. Por ende, para que se libere dicha agua se requieren de presiones importantes. Los equipos tradicionales de filtrado no pueden trabajar con altas presiones.

Así, se requiere de una prensa hidráulica, que sea capaz de suministrar altas presiones. Cabe agregar, que puesto que este es un tratamiento severo, detendrá el crecimiento del hongo, lo cual en esta etapa del proceso es deseable.

A nivel semipiloto se utiliza una prensa hidráulica manual que da una presión máxima de 220 bar. Sin embargo, a este nivel la prensa se utiliza tan solo para obtener el jugo concentrado de enzimas para su posterior análisis. No se han hecho estudios de ingeniería básica para determinar la presión requerida para extraer los jugos. Tampoco se han hecho estudios del efecto de la presión sobre la eficiencia de la extracción.

De acuerdo con los datos de Industrial and Engineering Chemistry ( ), en 1962, una prensa hidráulica de tan solo 68 bar, con una superficie de plato de 20 pies cuadrados (5 pies de diámetro), costaba 125 000 dólares. De hecho no se pudieron encontrar datos para prensas que produzcan una presión tan alta como 220 bar. Creemos que no se requiere de una presión tan alta para llevar a cabo un prensado eficiente.

La prensa utilizada por Trejo a nivel semipiloto tenía capacidad para 30 g de materia. Conociendo sus dimensiones y la altura de la torta comprimida al final del proceso, se obtuvo una estimación de la relación de compresión. Esta se

define como la relacion entre la altura inicial del material a comprimir y la altura de la torta que se obtiene al final.

Se considero que el material a comprimir es unicamente bagazo de cana. Para este material, la compresion inicial es eficiente. Sin embargo, a partir de los 300 psi (20 Kg/cm<sup>2</sup>), su resistencia empieza a incrementarse. A partir de los 700 psi, su resistencia crece abruptamente y se requieren de importantes aumentos de presion para tener pequenos aumentos en los indices de compresion (Hugot, 1960).

Asi, supusimos que el indice obtenido a nivel semipiloto es suficiente para obtener los mismos rendimientos de jugos a un nivel mayor. Se calculo la presion requerida para obtener ese mismo indice para prensar volumenes mayores, en base a las correlaciones para bagazo encontradas en la bibliografia (Hugot, 1960). De tal forma se determino que se requiere de una prensa de tan solo 240 psi para la compresion del producto de fermentacion.

Por otro lado, se mantuvo la relacion altura diametro de la prensa utilizada a nivel piloto, y se determino el area de plato requerida para prensar respectivamente, 100, 200 y 500 Kg de producto. Se calcularon las potencias requeridas para realizar el trabajo de compresion, respetando los tiempos de operacion del prototipo piloto. En base a los consumos de potencia y al costo del equipo, se eligio una prensa de 240 psi, con capacidad para 250kg y con una potencia de 10 hp. Todos los calculos para la prensa se encuentran en las memorias de calculo.

#### VI.4.11 - CONCENTRACION DEL JUGO QUE CONTIENE LA MEZCLA ENZIMATICA

Los productos enzimaticos pueden obtenerse en forma de jugos concentrados o en forma de polvos.

El jugo concentrado es muy dificil de almacenar y requiere de una estabilizacion para que no pierda actividad. Debe conservarse en refrigeracion y su transporte es mas costoso pues ocupa un mayor volumen que un solido con el mismo peso.

Por estas razones, se decidio obtener el producto en forma de polvo.

Existen numerosos procedimientos para concentrar el producto. Casi todos estos procedimientos culminan en un secado. El mas utilizado para este proposito es el secado por aspersion. De hecho, junto con el secado por congelacion, es el unico tipo de secado que se puede utilizar para secar enzimas.

Este metodo se utiliza para materiales termolabiles

como la leche y las enzimas. El material se pone en contacto con una corriente de aire caliente durante un pequeño intervalo de tiempo, que va de dos a 15 segundos por lo general. El sólido seco sale del proceso a la temperatura de bulbo húmedo del gas caliente, por lo que se evitan pérdidas de calidad, o en nuestro caso, de actividad.

Para enzimas, el tiempo de residencia varía de dos a cinco segundos. Las condiciones de operación se tomaron en base al proceso de secado de renina (Wang).

Se determinó utilizar flujo a cocorriente, pues es el que se utiliza para compuestos termolábiles. En el flujo a contracorriente, el gas más caliente está en contacto con el sólido seco, por lo que la temperatura de este puede ser mayor a la temperatura de bulbo húmedo.

Las dimensiones del secador se determinaron a partir del cálculo de la velocidad terminal (ley de Stokes para flujo laminar). Se eligió utilizar una espina de tipo centrífugo, ya que las boquillas requieren de mayor potencia. Los resultados obtenidos se pueden ver en las memorias de cálculo. En estas se incluyen los cálculos para los equipos accesorios.

Puesto que al salir de la prensa, el jugo tan solo contiene un 4.7% de sólidos, se requeriría de un secador por aspersión de gran tamaño para poder secar un pequeño volumen de líquido. Por esta razón se decidió agregar una operación previa de concentración. De acuerdo con la información obtenida del Ing. Hector Manjarres, de la Facultad de Química de la UNAM, una buena concentración de sólidos para iniciar el secado es de 20%. Sobre esta base se decidió utilizar un evaporador para concentrar el producto. Otros procedimientos como son la precipitación y la floculación no pueden llevarse a cabo para concentraciones tan bajas de sólidos.

Puesto que las pectinasas son termolábiles, la evaporación debe hacerse al vacío. Se decidió llevarla a cabo a 50°C, temperatura cercana al óptimo de la actividad de la enzima. Para esto, se requiere de un vacío de 13.1 lb/in<sup>2</sup>, producido por un eyector de chorro de vapor. Se eligió un evaporador de tubos verticales, antes que uno de tubos horizontales, ya que en los primeros el tiempo de residencia es menor y los coeficientes globales de transferencia de calor son mayores. Además, los evaporadores de tubos verticales son muy utilizados en la producción de concentrados de jugos, sensibles al calor (Faust).

nota: a falta de mayor información, se supuso una pérdida del 10% de la actividad para las operaciones de evaporación al vacío y secado por aspersión. Se supusieron también pérdidas en masa del 5% del producto, que se pierden en forma de polvos finos en el ciclón.

#### VI.4.12 - CALDERA

La caldera se eligio en base a las necesidades de vapor de la planta. Puesto que en la autoclave se requiere de vapor de 30 psig, se tomo esta presion como la presion de diseno. En base a los balances de calor en todos los equipos de la planta, se determino que se requeria un flujo de 1500 lb/hr de vapor saturado.

Este flujo es muy elevado, al menos para las proporciones de la planta. La eleccion de la caldera se hizo con el fin de reducir los costos por consumo de combustible. Se determino que la caldera deberia utilizar gas natural, ante que diesel.

#### VI.4.13 - TRANSPORTE

Debido a que los costos de los fletes son muy altos, se decidio averiguar los precios de camionetas de 3.5 ton y 1.5 ton de capacidad. Los precios, obtenidos en una distribuidora Chrysler ( KAHAN S.A ) fueron los siguientes:

Camioneta D.350 : 9.680.000 pesos (diciembre 1986)

Camioneta D.150 : 7.780.000 pesos

Se hizo la comparacion de los costos de transporte de materia prima y de producto terminado para los fletes mas caros y las opciones de las camionetas D.350 y D.150 .

Para las camionetas, se tomaron en cuenta los tiempos de transporte, carga, descarga y desplazamiento sin carga, la gasolina consumida, la depreciacion y el sueldo del chofer. Los resultados se resumen en las tablas 10 y 11. De estas se puede deducir que no conviene comprar equipo de transporte. No se tomaron en cuenta las variaciones de los diferentes costos en el tiempo.

TABLA NO. 10] COSTOS ANUALES DE TRANSPORTE PARA FLETES ALQUILADOS.

COSTOS DE OPERACION	D - 350 1 AÑO	D - 150 1 AÑO	D - 350 5 AÑOS	D - 150 5 AÑOS	D - 350 10 AÑOS	D - 150 10 AÑOS
BAGAZO	312,020.84	424,267.91	1,560,104.30	2,121,339.60	7,800,521.50	10,606,698.00
MELAZA	65,768.86	108,480.59	328,844.30	542,402.95	1,644,221.50	2,712,014.80
MANZANA DESP.	417,109.05	786,870.86	2,085,545.30	3,934,354.30	10,427,727.00	19,671,772.00
SALES	45,839.55	85,245.65	229,197.75	426,228.25	1,145,988.80	2,131,141.30
DEPRECIACION	1,936,000.00	1,556,000.00	9,680,000.00	7,780,000.00	---	---
T O T A L	2,776,738.30	2,960,865.00	13,883,691.00	14,804,325.00	21,018,459.00	35,121,626.00

TABLA NO. II COSTOS ANUALES DE TRANSPORTE PARA "PICK-UPS" D-350 Y D-150

COSTOS DE FLETES (VERACRUZ)	CANTIDAD ANUAL	COSTO TON/KM	COSTO TOTAL/ANO	COSTO TOT/10 ANOS
PAGAZO 225 KG/DIA	86.70 TON/ANO	4.138 TON/KM	358,764.60	3,587,646.00
MELAZA 135 KG/DIA	45.90 TON/ANO	4.826.8 TON/KM	221,550.12	2,215,501.20
DES. MANZANA 216 KG/DIA	73.44 TON/ANO	7.875.9 TON/KM	578,406.10	5,784,061.00
SALES 12.95 KG/DIA	4.40 TON/ANO	9,769.60 TON/KM	43,015.55	430,155.50
H. YUCA				
T O T A L	210.44 TON/ANO	26,610.30 TON/KM	1,201,736.40	12,017,314.00



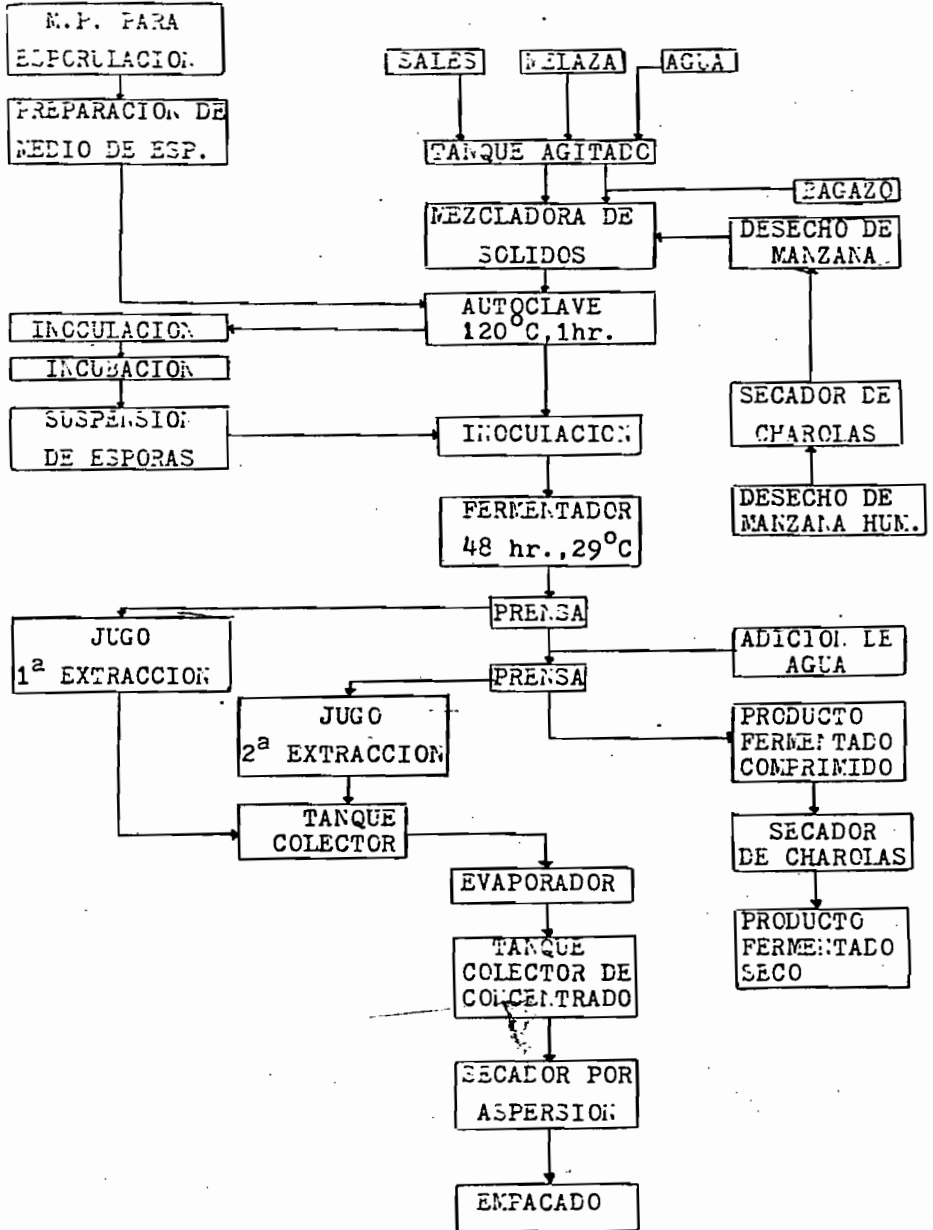
## VI.5 - DIAGRAMA DE BLOQUES Y DE PROCESOS

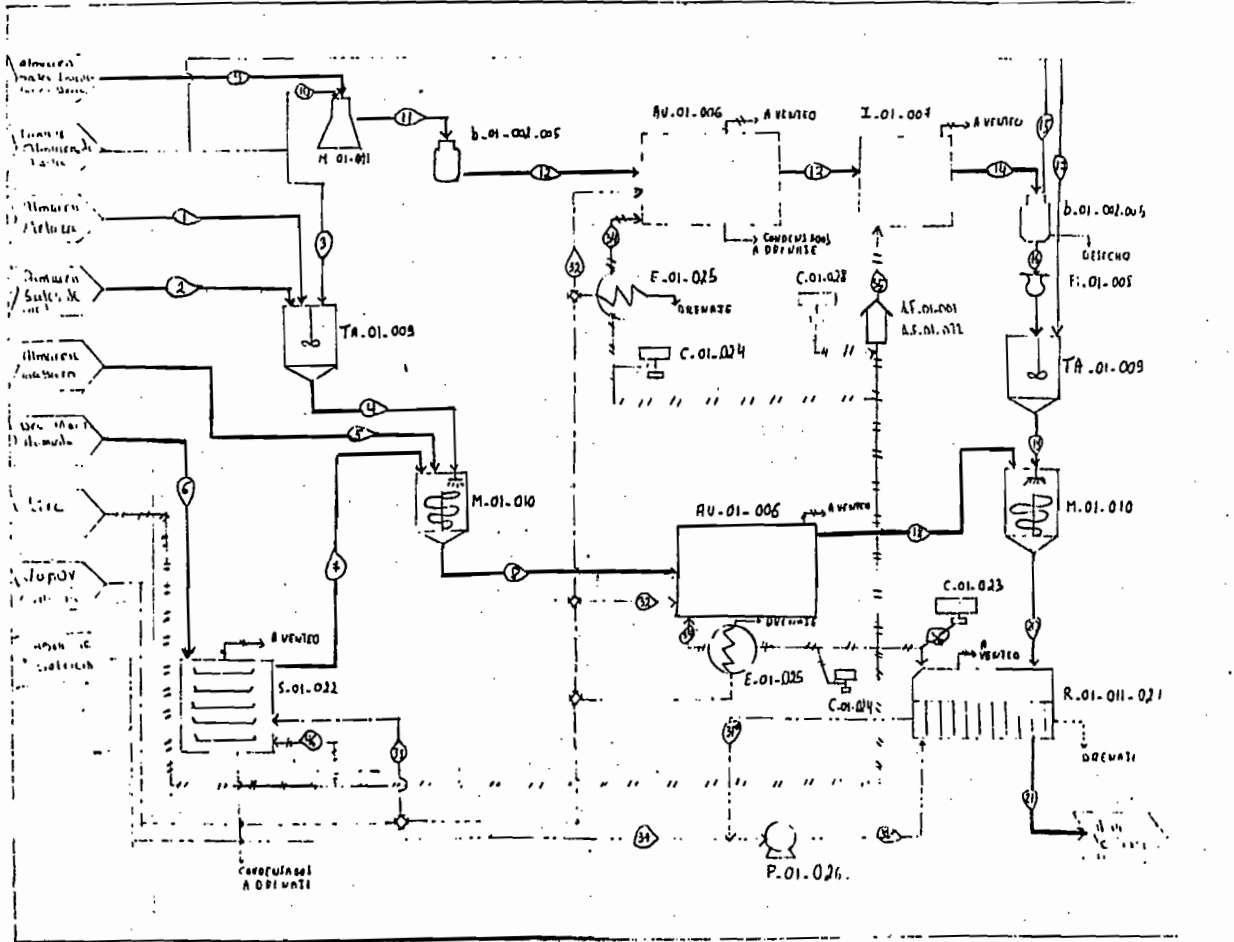
Los diagramas de bloques y de proceso se presentan a continuación. Las corrientes, obtenidas de los balances de materia y de energía, y la lista de equipo y especificaciones también se presentan a continuación.

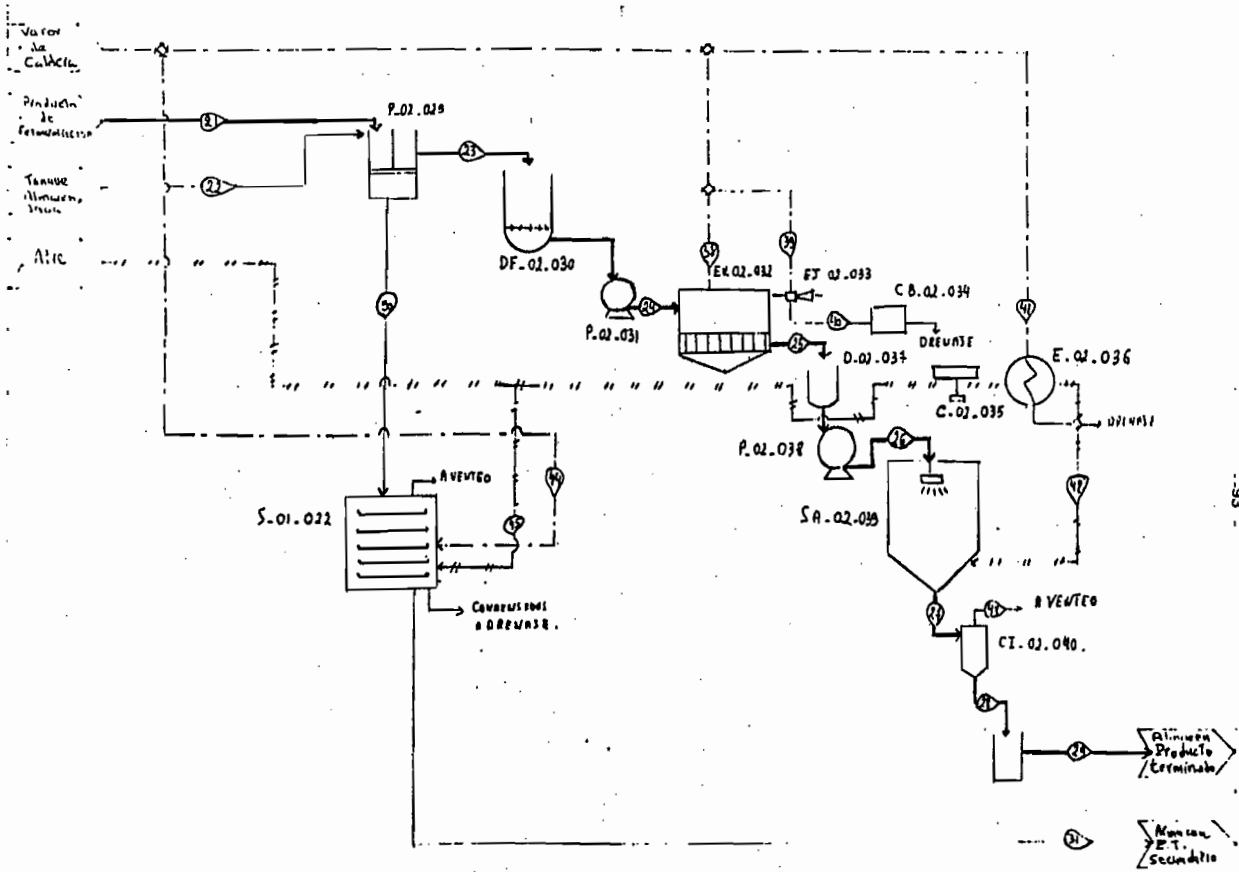
A partir de los balances de materia y de energía se obtuvieron las dimensiones y características de los equipos.

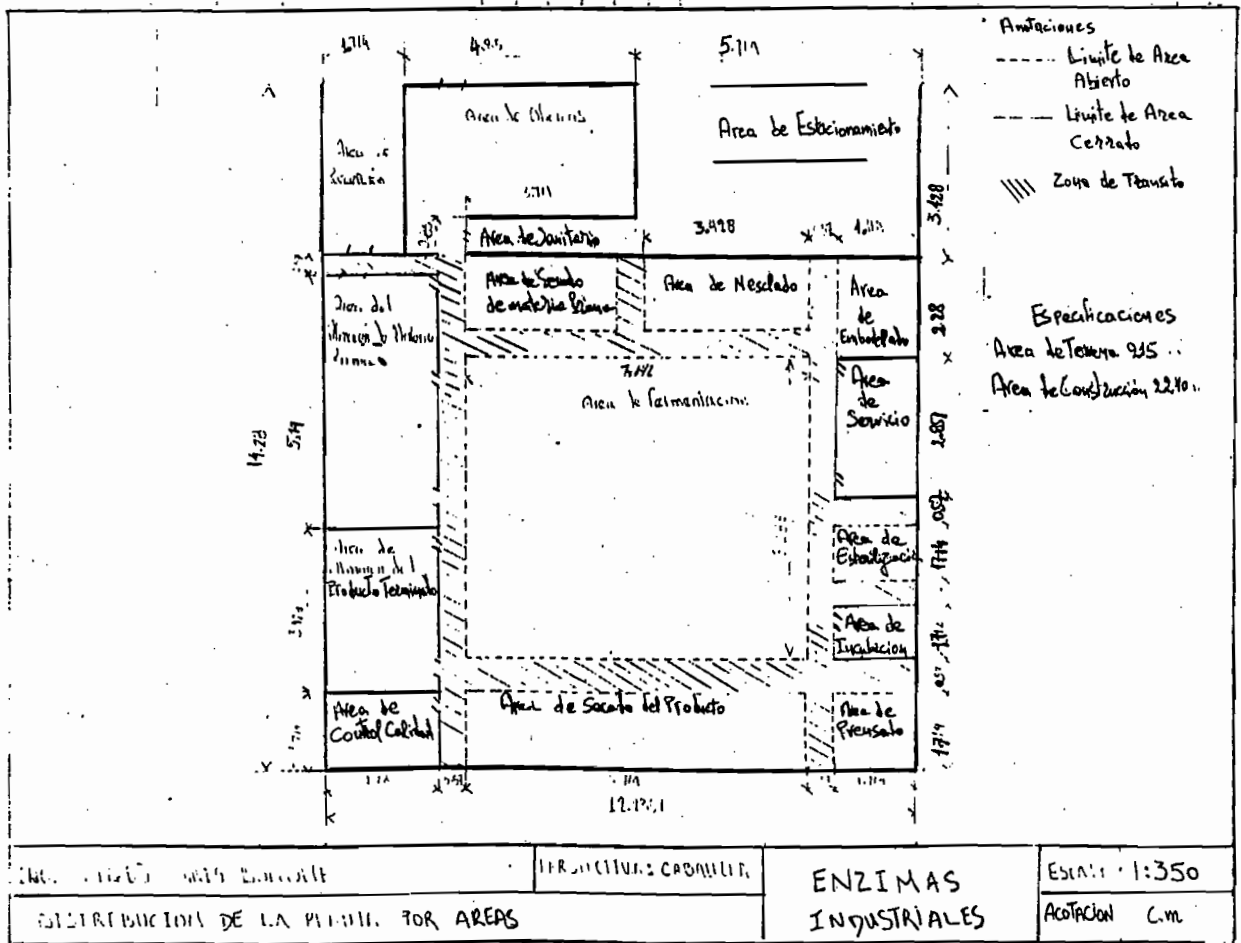
Tomando en cuenta la dimensión de los equipos, y los espacios requeridos para cada operación, se elaboró una distribución de la planta. A partir de esta se pudo determinar el terreno requerido para la planta: 2150 m<sup>2</sup>. Un diagrama a escala de la distribución de la planta se puede encontrar, después de los diagramas de bloque y de proceso.

## DIAGRAMA DE FLUJO









ING. ...	INSTRUMENTOS CABALLER	<b>ENZIMAS INDUSTRIALES</b>	ESCALA: 1:350
DISTRIBUCION DE LA PLANTA POR AREAS		ACOTACION C.M.	

## VII IDENTIFICACION DE CORRIENTES

- 1 - melaza de almacen. 45Kg/lote  
densidad 1.44Kg/lt  
viscosidad 44.02 cp
- 2 - sales para medio de cultivo  
urea = 0.6Kg  
KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> = 1.2Kg  
(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 2.4Kg
- 3 - agua de proceso  
150lt
- 4 - solucion acuosa de sales y melaza  
183 lt durante 15 minutos  
densidad = 1.089 Kg/lt  
viscosidad = 10.6 cp
- 5 - bagazo seco de almacen  
85Kg por lote  
humedad inferior al 10%
- 6 - desecho humedo de manzana  
875Kg al 80 % de humedad, por lote  
densidad = 0.94 Kg/lt
- 7 - desecho de manzana seco  
15.8 Kg por lote  
5% de humedad
- 8 - medio de fermentacion  
300Kg al 50% de humedad  
se reparten en 10 charolas
- 9 - materia prima para inculo  
harina de yuca = 1Kg  
urea = 0.02Kg  
KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> = 0.04Kg  
(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0.08Kg
- 10 - agua para medio de inoculacion  
dos litros
- 11 - medio para produccion de inculo  
1.14Kg con dos litros de agua
- 12 - 4 botellas con filtro de aire  
0.785Kg humedos por botella
- 13 - 4 botellas con filtro esteriles.  
0.785kg de medio esteril humedo por botella

- 14 - 4 botellas  
4.42 \* 10<sup>12</sup> por botella
- 15 - agua de proceso  
un litro por botella
- 16 - suspension de esporas filtrada  
4 litros  
4.42 \* 10<sup>9</sup> esporas por ml
- 17 - agua de proceso  
196 litros
- 18 - medio de fermentacion con pretratamiento termico  
300Kg al 50% de humedad
- 19 - suspension de esporas  
200 litros  
88.4 \* 10<sup>6</sup> esporas/ml
- 20 - medio de fermentacion inoculado  
500Kg  
70% de humedad  
3.536 \* 10<sup>10</sup> esporas por kilogramo
- 21 - medio fermentado  
500Kg al 73% de humedad  
densidad aparente = 0.5Kg/lt
- 22 - agua de proceso  
290 lt para el segundo prensado
- 23 - jugo enzimatico concentrado  
580 litros  
4.7% de solidos  
densidad = 1kg/lt  
viscosidad = 1.75 cp  
actividad enzimatica = 71500 u/lt
- 24 - jugo enzimatico concentrado  
193 lt/hr durante tres horas  
mismas propiedades que 23
- 25 - jugo enzimatico concentrado  
46lt/hr, durante tres horas  
20% de solidos  
densidad = 1kg/lt  
viscosidad = 6.2 cp
- 26 - jugo enzimatico concentrado  
23lt/hr durante seis horas  
mismas propiedades que 25
- 27 - mezcla enzimatica en polvo  
4.77Kg/hr durante seis horas

- 5% de humedad  
 actividad = 1304 U/gr  
 llevados por corriente de aire
- 28 - mezcla enzimática en polvo  
 4.53Kg/hr  
 5% de humedad  
 actividad = 1304 U/gr
- 29 - mezcla enzimática en polvo  
 4.53Kg/hr  
 mismas propiedades que 28
- 30 - producto fermentado comprimido  
 315 Kg por cada tres lotes  
 41% de humedad
- 31 - producto fermentado seco  
 208 Kg por cada lote de secado.  
 10% de humedad
- 32 - vapor saturado  
 30 psia  
 temperatura = 250 F  
 236lb/hr durante calentamiento(1 hr)  
 231b/hr durante mantenimiento(1 hr)
- 33 - vapor saturado  
 739 lb/hr  
 mismas propiedades que 32
- 34 - aire a 130°C  
 132.5 lb/hr durante calentamiento  
 12.9 lb/hr durante mantenimiento
- 35 - aire filtrado  
 5.4 metros cubicos por hora medidos a 20°C  
 para 72 botellas de esporulacion
- 36 - aire para oxigenacion de zymotis  
 103.95 metros cubicos por hora a 20°C  
 para sesenta equipos zymotis
- 37 - agua de enfriamiento  
 39.68 gal/min
- 37' - agua de enfriamiento
- 37'' - recirculacion de agua de enfriamiento
- 38 - vapor saturado  
 mismas propiedades que 32  
 377 lb/hr durante tres horas
- 39 - vapor saturado



- mismas propiedades que 32  
401.6 lb/hr
- 40 - vapor de agua  
325.3 lb/hr  
temperatura = 122 f
- 41 - vapor saturado  
mismas propiedades que 32  
364 lb/hr durante seis horas
- 42 - aire para secado por aspersión  
6232.65 lb/hr durante seis horas  
temperatura = 293 F  
volumen = 1403.19 pies cúbicos por minuto a 68 F
- 43 - aire con polvos finos  
0.24 lb/hr de polvos finos durante seis horas
- 44 - vapor saturado  
117.1 lb/hr durante ocho horas  
mismas propiedades que 32
- 45 - aire de secado  
1281.03 lb/hr durante ocho horas  
temperatura = 420 F
- 46 - aire de secado  
8079.7 lb/hr  
temperatura = 420 F

## VIII LISTA DE EQUIPO Y ESPECIFICACIONES

## 1. MATRAZ PARA MEZCLADO DE MEDIO DE ESPORULACION

matraz con capacidad para cinco litros

## 2. BOTELLAS DE ESPORULACION

botellas de vidrio Pyrex

medidas: 47 cm de largo  
 15 cm de ancho  
 10 cm de altura  
 8 cm de cuello  
 6 cm de diametro de cuello

numero de botellas : 72

accesorios: filtro para aire  
 esterilizables

nota: en la clave aparece como si tan solo se tuvieran cuatro botellas. La clave se desarrollo para el diagrama de flujo, que se hizo para un solo lote. Se utilizan cuatro botellas por lote.

## 3. AUTOCLAVE

dimensiones: 1.10m de altura  
 1.43m de largo  
 1.66m de ancho

volumen interno: 2.61 metros cubicos

capacidad:

material : acero inoxidable  
 resistencia a la presion: mayor a 30 psig

uso: para esterilizacion de 10 charolas con medio de cultivo (300 Kg) y cuatro botellas de esporulacion con sus filtros de aire.

accesorios: dos "carritos" con estructura de acero inoxidable, para 10 charolas y 4 botellas de esporulacion  
 dimensiones de un "carrito": 95cm de altura  
 113cm de largo  
 58cm de ancho

dimensiones de las charolas: 110cm de largo  
 55cm de ancho  
 5cm de altura

La autoclave debe tener valvulas de alivio, na entrada para vapor, otra para aire, y una salida de condensados.

#### 4. CUARTO DE INCUBACION

cuarto con temperatura controlada (30C), con capacidad para 72 botellas de esporulacion

dimensiones: 6m de largo  
4m de ancho

nota: aunque este no es propiamente un equipo, se le incluyo en el diagrama de flujo con fines ilustrativos.

#### 5. FILTRO PARA SUSPENSION DE ESPORAS:

Malla 20, para eliminar solidos gruesos de la suspension de esporas

#### 6. TANQUE CON AGITADOR:

tanque para agitacion de sales y para suspension de esporas.

geometria recomendada para tanques

volumen nominal: 0.2388 m<sup>3</sup>

altura: 0.7933 m

diametro : 0.6196 m

cuatro baffles: 0.0619 m de espesor

agitador: de helice

motor: 1/16 hp ,

diametro del agitador: 0.2442 m

material: acero inoxidable

#### 7. MEZCLADORA DE SOLIDOS:

mezcladora de solidos para:

-mezclado de bagazo y desecho de manzana con solucion de sales

-inoculacion , del medio de cultivo con suspension de esporas

tipo: mezcladora de aspas helicoidales

capacidad: 35 pies cubicos

motor: 5 hp

sistema de volteo integrado

ciclo de mezclado: 15 minutos

#### 8. FERMENTADOR ZYMOTIS:

La descripcion de este equipo se incluye en la seccion "descripcion piloto". En esta seccion se puede encontrar un diagrama del equipo.

En realidad son sesenta zymotis. En el diagrama de proceso solo se incluyen 10, pues son los que se descargan en cada lote.

El zymotis esta hecho en acero inoxidable.

Se descarga con ayuda de una grua.

Tiene incluido un sistema de refrigeracion con agua y otro de humidificacion de aire.

#### 9. SECADOR DE CHAROLAS:

El secador de charolas se utiliza para secado de desecho de manzana y para secado del producto fermentado comprimido.

especificaciones:

camara de secado con capacidad para dos carros en paralelo

-dimensiones de la camara de secado:

altura: 4.92 pies

largo: 6.5 pies

ancho: 3.0 pies

volumen interno : 95.94 pies cubicos

numero de charolas por carro: 9

dimensiones de las charolas: 7.5 pies cuadrados de area

0.3 pies de profundidad  
(geometria recomendada)

2.5 pies de largo  
3 pies de ancho

profundidad de la carga: 0.25 pies

capacidad de secado (libras de producto por hora): 50.6  
para desecho de manzana  
57.35 para bagazo

tiempo de desecacion: 8 horas

temperatura del aire: 420 F

volumen de aire: 2962 pies cubicos por minuto

consumo de vapor por libra de agua evaporada: 3.8

potencia total instalada: 1.84 hp

accesorios incluidos en la unidad:  
ventilador

calentador de aire ,carros y charolas

#### 10. COMPRESORA PARA ZYMOTIS:

Compresora para 60 zymotis funcionando en paralelo.

presion de succion: 14.7 psig

presion de descarga: 60.3 psig

tipo: centrifuga, de dos etapas, con enfriamiento entre etapas.

flujo liberado: 237 scfm

potencia nominal: 34 hp

#### 11. COMPRESORA PARA AIRE DE AUTOCLAVE:

tipo: centrifuga de una sola etapa - compresion adiabatica.

presion de succion: 14.7 lb/in<sup>2</sup>

presion de descarga: 31 lb/in<sup>2</sup>

volumen liberado: 27.37 scfm

temperatura de entrada: 69F

temperatura de salida: 181.4F

potencia nominal: 21 hp

12. BOMBA PARA ZYNOTIS:

bomba centrífuga para agua

potencia nominal : 1.25 hp

volumen liberado: 80 cfm

13. BOMBA PARA AGUA DE TANQUE DE ALMACENAMIENTO:

bomba centrífuga para agua

potencia nominal: 0.5 hp

volumen liberado: 177 cfm

nota: este equipo no aparece en el diagrama de proceso pues es la bomba utilizada para llenar el tanque de almacenamiento de agua, con capacidad para 5 metros cúbicos.

14. COMPRESORA PARA ESPORULADORES:

compresora centrífuga estándar

capacidad: 5.3 scfm

potencia nominal: 3/4 hp

carcasa de acero inoxidable

15. PRENSA HIDRAULICA:

capacidad: 250Kg de producto fermentado

diametro de plato: 0.683 m

distancia entre platos: 1.36 m

tiempo de prensado: 2.5 minutos por lote

potencia nominal : 11 hp

eficiencia : 60%

## 16. TANQUE COLECTOR:

Tanque colector para jugos concentrados

material: acero inoxidable

dimensiones: 0.94 m de diametro  
0.94 m de altura  
(geometría recomendada)

volumen nominal: 0.645 m<sup>3</sup>

posee una malla 20 para retener solidos en suspension. La malla tambien es de acero inoxidable.

## 17. BOMBA PARA EVAPORADOR:

bomba con regulacion de flujo de Pump Metering.

flujo a manejar: 3.2 lt/min

flujo regulable hasta 55 gal/hr

## 18. EVAPORADOR AL VACIO DE TUBOS VERTICALES:

evaporador de tubos verticales

area de transferencia: 10.969 pies cuadrados

eficiencia de evaporacion : 0.78 lb de agua por libra de vapor

vacio : 13.1 lb/in<sup>2</sup>

temperatura de evaporacion: 50°C

capacidad de evaporacion : 375.97 lb/hr

accesorios: eyector de chorro de vapor  
condensador barometrico

## 19. EYECTOR:

eyector de chorro de vapor

presion de succion: 1.6 psia

presion de descarga: 14.7 psia

razon de flujo desplazado a flujo de vapor desplazante:  
0.81 (en libras)

**20. CONDENSADOR BAROMETRICO:**

condensador de tipo barometrico.

flujo de agua/flujo de vapor: 7.49

temperatura de entrada de vapor: 192.7F

temperatura de agua: 68F

**21. VENTILADOR PARA SECADOR POR ASPERSION:**

presion de succion: 14.7 psia

presion de descarga: 15 psia

gasto: 1403.19 ft<sup>3</sup>/min, a 68F

potencia nominal: 2.6 hp

**22. CALENTADOR DE AIRE DEL SECADOR:**

equipo accesorio del secador por aspersion.

temperatura de entrada: 68F

temperatura de salida: 293F

flujo de vapor: 367.5 lb/hr

**23. SECADOR POR ASPERSION:**

secador por aspersion

dimensiones estimadas para la camara de secado:

1.9m de largo

1.2m de diametro

flujo: a cocorriente

capacidad de secado: 39.44 lb de agua/hora

flujo de entrada de liquido: 49.5 lb/hr

flujo de aire: 1403.19 scfm

temperatura de entrada de aire: 293F



temperatura de entrada del liquido: 20°C

temperatura de salida del solido: 110 F

temperatura de salida del aire humedo: 115F

accesorios: ventilador

ciclon

filtro para solidos finos

esprea con motor centrifugo

tanque recolector de solidos

potencia del motor centrifugo: 0.3 hp nominales

velocidad de la esprea: 30 000rpm

tamano de gota promedio: 200 um

#### 24. CICLON:

ciclon accesorio del secador por aspersion

eficiencia: 95%

#### 25. GENERADOR ELECTRICO:

generador electrico de emergencia

potencia: 63kw

#### 26. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA:

capacidad : 5.5 m<sup>3</sup>

volumen util: 90%

geometria recomendada

altura sobre la superficie: 4 m

material : asbesto

#### 27. CALDERA

flujo de vapor liberado : 1500 lb/hr

presion : 30 psia

tipo de vapor: saturado

temperatura: 250F

combustible : gas natural

eficiencia : 70%

consumo de combustible: 59.17 m<sup>3</sup> por hora

IX ANÁLISIS ECONÓMICO:

Para determinar la inversión total de la planta, se calculo la inversión fija en base a las dimensiones del equipo utilizado e índices de Marshal y Stevens (Tabla 12) y a los costos por instalación de servicios y edificios, este del 10% del cost del equipo (metodo de Happel, tabla 12). El capital de trabajo se estima en las memorias de calculo del mismo nombre

Para estimar los costos variables se utilizan las cantidades de materia y energia consumidas por dia (tabla 16) y el m mantenimiento y suplementos de operacion fueron estimadas como el 2% de la inversión fija y 15% de mantenimiento respectivamente (Peters y Timmehaus) (tabla 23 y 24). Para mano de obra se hicieron estimaciones de tiempos y movimientos (tabla 17)

Los cargos fijos de operacion se estimaron de las depreciaciones de equipo a 10 años al 10% y edificios a 20 años al 20%. El seguro de la planta fue estimado por el factor de 0.4% de la inversión fija (Peters y Timmerhaus).

Los cargos fijos de operación, que se refieren solo a intendencia fueron calculados de la tabla de tiempos y movimientos (tabla 17)

Para estimar los costos generales, se consideraron gastos administrativos calculados por factores en base al 15% de mano de obra, supervision y mantenimiento (Tabla 24).

Los gastos de distribución y ventas en base al 2% del costo total de producción (tabla 23 y 24). Los gastos financieros fueron obtenidos en base a la información proporcionada por FOJAIK (tabla 21 y 22).

Todos los costos calculados fueron proyectados por índices obtenidos por el Banco de Mexico, y por requisiciones con base en datos históricos (tablas 13-15, 19, 20-32).

Los estados de resultados fueron proyectados al primer año 87/88 y al último año 96/97, con los cuales observaremos que no existen utilidades con el proyecto.

Los estados de resultado nos permiten concluir que el proyecto no es rentable, además se proporcionan conclusiones en la tabla 26.

TABLA # 12 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA.

EQUIPO	NO. DE UNIDADES	\$/UNIDAD	\$ MILLONES	COSTO DE INST. MILLONES
EVAPORADOR	1	13000	13.24	*
BOTELLAS	72	45000	3.24	---
ZYMOTIS	60	2600000	156.00	7.8
M. DE SOLID. <sup>M</sup>	1	12000	17.00	XX
AUTOCLAVE	1	8650000	8.65	XX
T. AGITADO <sup>M</sup>	1	371	0.52	0.05
S. CHAROLAS <sup>M</sup>	1	13300	18.73	13.86
P. HIDRAULICA <sup>M</sup>	1	41700	58.75	43.45
COMPRESORAS				
PARA BOTELLAS <sup>M</sup>	1	777	1.09	0.10
PARA AUTOCLAVE <sup>M</sup>	1	7140	10.06	1.06
PARA ZYMOTIS <sup>M</sup>	1	1620	2.28	0.22
T. RECOLECTOR <sup>M</sup>	1	1607	2.26	0.22
BOMBAS				
AL SECADOR <sup>M</sup>	1	233	0.33	0.33
AL EVAPORADOR <sup>M</sup>	1	312	0.44	0.44
AL ZYMOTIS	1	70000	0.07	0.007
AL T. AGUA	1	50000	0.05	0.005
SECADOR POR ASP.	1	83500000	83.50	61.79
T. DE AGUA	1	400000	0.40	0.04
EYECTOR <sup>M</sup>	1	3500	4.43	0.49
CALDERA <sup>M</sup>	1	17000	23.95	11.98
T. COLECTOR DE CONCENTRADO <sup>M</sup>	1	1040	1.46	0.14
GENERADOR DE LUZ <sup>M</sup>	1	18750	26.41	XX
			G= 420.12	145.81
TUBERIA		0.4 G		0.4 G
CIMENTACION		0.03 G		1.5x0.3 G
EDIFICIOS		0.04 G		0.04x0.7 G
CONTRAINCENDIOS		0.005G		0.005x5.0 G
INST. ELECTRICAS		0.04 G		0.04x1.5 G
PINTURA Y LIMPIEZA		0.005G		0.005x6.0 G

## INVERSIONES DE SERVICIOS

0.52 G = 218.5

0.993G = 417.18

## TERRENO

PRECIO POR METRO CUADRADO	2353.19
AREA NECESARIA	2150
COSTO DE- TERRENO	* 5,000000

5.0 MILLONES DE PESOS

INVERSION FIJA  $I_f = 1.217$  MILLONES DE PESOS.

CAPITAL DE TRABAJO = 27.42 millones de pesos

$$I_T = I_f + Ct$$

$$I_T = 1244.41 \text{ millones de pesos}$$

\* COSTOS UNITARIOS EN DOLARES

\*\* INVERSION POR INSTALACION INCLUIDA EN EL COSTO DEL EQUIPO



TABLA # 13 : PROYECCION DEL DOLAR CONTROLADO PARA 1987.

1986	MES	VALOR
	ENERO	388.1758
	FEBRERO	421.1571
	MARZO	459.3419
	ABRIL	489.6467
	MAYO	520.0484
	JUNIO	556.5333
	JULIO	602.8161
	AGOSTO	665.4613
	SEPTIEMBRE	724.3800
	OCTUBRE	780.0742
	NOVIEMBRE	834.8800
	DICIEMBRE	862.64
1987		
	ENERO	925.94
	FEBRERO	993.03
	MARZO	1064.99
	ABRIL	1142.15
	MAYO	1224.91
	JUNIO	1313.67
	JULIO	1408.85
	AGOSTO	1510.94
	SEPTIEMBRE	1620.41
	OCTUBRE	1737.83
	NOVIEMBRE	1863.75
	DICIEMBRE	1998.79

FUENTE: Banco de México, Cuentas Exteriores.

## + BOTELLAS

DE LA FARMACIA PARIS SE CONSIGUIO EL PRECIO DE LAS BOTELLAS DE PYREX PARA DICIEMBRE DE 1986, SIENDO ESTE DE \$35,000 M.N. CADA UNA.

POR MEDIO DE LOS COSTOS DE INDICES DE PRECIOS A PRODUCTOR - PARA LA INDUSTRIA DEL VIDRIO, SE ENCONTRO QUE EL PRECIO DE ESTOS PRODUCTOS PARA 1987 COSTARAN

$$* = 35,000 \times (2703.9/2103.4) = * 45,000$$

## + ZYMOTIS

SEGUN EL DR. ROUSSOS DEL DPTO. DE BIOTECNOLOGIA DE LA UAM I EL PRECIO DE UNA UNIDAD EN DICIEMBRE DE 1986 ES DE 2 MILLONES DE PESOS. LUEGO PARA EL 87 COSTARA

$$* = 2 \times 10^6 (4093.7/3149.6) = 2.6 \times 10^6$$

## + MEZCLADOR DE SOLIDOS

POTENCIA CONSUMIDA = 5 HP

CAPACIDAD DE TRABAJO = 30 FT<sup>3</sup>

DE LA TABLA 13.17 DEL PETERS AND TIMMERHAUS PARA UN EQUIPO DE ESTE TIPO, EL PRECIO EN 1968 FUE DE \$ 3,700, LUEGO CON LOS INDICES DE MARSHAL AND STEVENS

$$+ = 3,700 \times (891.6/273.1) = * 12,080$$

## + AUTOCLAVE

SEGUN LA COTIZACION DADA EN POLIINGENIEROS PARA UNA AUTOCLAVE CON VOLUMEN DE 2.2 M<sup>3</sup> Y P=30 PSIA, EL PRECIO ES PARA DIC. 1986 DE \$ 6,000,000 (ESTE PRECIO INCLUYE LOS CARRITOS, LAS CHAROLAS E I.V.A.), NUESTRA AUTOCLAVE ES DE 2.6 M<sup>3</sup> DE VOLUMEN INTERNO Y DE 30 PSIA, POR LO QUE COSTARA (1987)

$$* = 6 \times 10^6 (2.6/2.2)^{0.6} = * 6,650,000$$

LUEGO CON LOS INDICES NACIONALES DE PRECIO PRODUCTOR (CLASIFICACION POR ORIGEN DE LOS BIENES A NIVEL RAME DE ACTIVIDAD ECONOMICA) DE OCT. DE 1986 PAG. 111-32, TOMAMOS DE LAS PROYECCIONES HECHAS PARA LOS INDICES DE ACERO DE DIC. 1986 Y JULIO DE 1987

$$* = 6,650,000 (4093.7/3149.6) =$$

$$* = \underline{8,650,000}$$

## + TANQUE AGITADO

POTENCIA DEL MOTOR PARA AGITACION 1/16 HP

CAPACIDAD DE TRABAJO 186.3 LTS.

MATERIAL ACERO INOX. 304



$$* = 600 (1/16 / 1)^{0.6} = 113.67 \quad (1968)$$

$$+ = 113.16 \quad 891.6/273.1 = * 371 \quad (1967)$$

## + SECADOR DE CHAROLAS

TENEMOS UN SECADOR DE 18 CHAROLAS CON 7.5 FT<sup>2</sup> CADA UNA. LO QUE HACE UN AREA TOTAL DE CHAROLAS DE 135 FT<sup>2</sup>.

DEL IND. CHEM. ENG. (54) 1:53-54 (JAN. 1962) TOMAMOS EL COSTO DE UNA DE 46 FT<sup>2</sup> PARA 1962 QUE ERA DE + 2,400. ENTONCES PARA 135 FT<sup>2</sup> TENEMOS UN PRECIO DE

$$* = 2400 (135/46)^{0.36} = 3536 \quad (1962)$$

$$* = 3536 (891.6/238.5) = * 13,219 \quad (1967)$$

## + PRENSA HIDRAULICA

CALCULOS HECHOS EN LA MEMORIA DE CALCULO DE ESTE EQUIPO, SIENDO EL RESULTADO DE

$$* = 41,700$$

## + COMPRESORAS DE AIRE

## \*PARA BOTELLAS

SE REQUIERE UNA COMPRESORA DE 3/4 HP. DEL CATALOGO COLE-PARMER 85-86 (DE EQUIPAR S.A) UNA COMPRESORA DE ESTA CAPACIDAD CUESTA \$746. ENTONCES PARA 1967 COSTARA

$$* = 746 (891.6/855.4) = * 777$$

## \*PARA AUTOCLAVE

SE REQUIERE DE UNA COMPRESORA CENTRIFUGA DE 21 HP. EN EL IND. ENG. CHEM. (54) , 1:53 JAN. 1962) UNA DE 20 HP COSTABA: \$ 1,800. ENTONCES UNA DE 21 HP COSTARA

$$* = 1,800 \quad 21/20 = 1910 \quad (1962)$$

$$* = 1910 \times (891.6/238.5) = * 7140 \quad (1967)$$

## \*PARA ZYMOTIS

COMPRESORA DE DOS ETAPAS DE 3HP. SEGUN EL "A GUIDE TO CAPITAL COST ESTIMATION PAG. 497 PARA UNA COMPRESORA VERTICAL DE DOS ETAPAS CON UNA DESCARGA DE 237.4 C.F.M. Y UNA PRESION DE 45.6 PSIG PARA 1969 FUE DE 363

$$* = 363 (855.4/285) = 1089.5 = 1554.6 \quad (\text{EL FINANCIERO 11 DIC. 1966})$$

$$* = 1554 (891.6/855.4) = * 1620 \quad (1967)$$

## + TANQUE VERTICAL

LA MASA QUE SE MANEJA ES DE 170 GAL.

DEL PETERS AND TIMMERHAUS PAG. 121. UN TANQUE DE 150 LB. DE

EN EL PETERS PAG 121, UN TANQUE DE 150 LB DE ACERO INOX. COSTABA EN 1962 \$ 400

$$* = 400(170/150)^{0.69} = \$ 436 \quad (1962)$$

$$* = 436(891.6/241.8) = \$ 1607 \quad (1987)$$

+ BOMBAS

\* DEL TANQUE RECOLECTOR AL EVAPORADOR

DEL CATALOGO COLE PARMER 1985-1986 (DEQUIPAR S.A DE C.V) ENCONTRAMOS QUE EN 1986 UNA BOMBA DE 50 GAL/HR COSTABA EN 1986 \$ 300

$$* = 300 (891.6/855.4) = \$ 312 \quad (1986)$$

\*\* DEL TANQUE RECOLECTOR AL SECADOR

TAMBIEN DEL CATALOGO COLE PARMER, PARA UNA BOMBA DE 5-16 GAL/HR PARA 1986 ERA DE 224 DLLS.

$$* = 224 (891.6/855.4) = \$ 233$$

\* AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

BOMBA CENTRIFUGA DE 0.5 HP CUESTA \$ 50,000 M.N. EN CASA MONROY S.A DE C.V

\* AL ZYMOTIS

MANEJA 1.25 HP CUETA EN CASA MONROY \$ 70,000 MN

+ EVAPORADOR

EVAPORADOR DE 11 FT<sup>2</sup> CON CONDENSADOR INCLUIDO DEL ECONOMICS ENGINEERING

EXPONENTE 0.53

\$/UNIDAD \$ 1,200

LUEGO EL PRECIO EN 1968 FUE DE \$ 5,400

$$* = 5400 (891.6/273.1) = \$ 17,600 \quad (1987)$$

+ SECADOR POR ASPERCIION

NO TENEMOS INDICE PARA ESTE TIPO DE EQUIPO. POR LO QUE ESTIMAMOS UN PROMEDIO DE LOS EXPONENTES DE VARIOS TIPOS DE SECADORES

PARA CALCULAR EL EXPONENTE QUE PODRIAMOS USAR

$$\bar{P} = 0.498$$

LA COTIZACION DE UNA MAQUINA TURBO-SPRAY PARA DIMENSIONES SEMEJANTES A LAS QUE NECESITAMOS TIENE UN PRECIO DE \$ 16,760 MAS IVA. LA CAPACIDAD DE EVAPORACION ES DE 30 KG/HR Y EL EQUIPO A CALCULAR TIENE UNA CAPACIDAD DE EVAPORACION DE 18.15 KG/HR.

SECADOR \$ 19,274,000 M.N. EL 21 DE AGOSTO DE 1985.

$$* = 19,274,000 (18.15/30)^{0.498} = 15,006,729$$

$$* = 59,286 \text{ DLS.} = 83,526,180 \text{ MN. (JUL. 1987)}$$

+ TANQUE DE ALMACENAMIENTO

LA CAPACIDAD DE NUESTRO TANQUE ES DE 5 M<sup>3</sup>.

UNA COTIZACION DADA POR PLAST-O-CEMENT PARA UN TANQUE DE 1.1 M<sup>3</sup> ES DE \$ 128,000. PARA DIC. 1986

$$* = 128,000 (5/1.1)^{0.6} = * 317,500$$

DE LOS INDICES NACIONALES DE PRECIOS PRODUCTOR (CLASIFICACION POR ORIGEN A NIVEL RAMA DE ACTIVIDAD ECONOMICA) PARA CEMENTO

$$* = 317,500 (4797.8/3813.9) = * 400,000 \text{ MN.}$$

+ EYECTOR

TENEMOS UN EYECTOR CON 4 IN. DE HG DE SUCCION CON UN FLUJO DE 325 LB/HR DE VAPOR

PARA UN EYECTOR DE 50 LB/HR. \* = 330 DLS. EN 1962

$$* = 330 (325/50)^{0.5} = * 841 \text{ DLS.}$$

$$* = 841 (891.6/238.5) = * 3,462 (1987)$$

+ CALDERA

LA CALDERA DARA UN FLUJO DE 1,500 LB/HR A 15 PSIG. DEL PLANT ENGINEERING COST PARA BILERS DE 15 PSIG EXPONENTE 0.5

FL 13.0

\$/UNIDAD 400 DLS.

$$* = 330 (325/50)^{0.5} = * 841 (1962)$$

$$* = 5,200 (891.6/273.1) = * 17,000$$

† TANQUE COLECTOR DE CONCENTRADO

NECESITAMOS UN TANQUE DE CAPACIDAD DE 58 GL. EL PRECIO DE UN TANQUE DE ACERO INOX. EN 1964 FUE DE \$730

$$* = 730 (58/150)^{0.6} = * 282.3 \text{ DLS. } 1964$$

$$* = 282.3 (891.6/241.8) = *1,040.8 \text{ DLS}$$

$$= * 1,460.351 \text{ MN. (1987)}$$

† GENERADOR ELECTRICO

NUESTRA MAXIMA NECESIDAD DE ENERGIA ELECTRICA ES DE 63 KW DEL PLANT COST ESTIMATION. PARA UN GENERADOR DE 100 KW EN 1968 EL PRECIO ERA DE 7,000 DLS.

$$* = 5,000 (63/50)^{0.6} = 5743.7 \quad (1968)$$

$$* = 5743 (891.6/273.1) = * 18749 \text{ DLS (1987)}$$

MEMORIA DE CALCULO DEL  
CAPITAL DE TRABAJO.

### Capital de Trabajo

El Capital de Trabajo es la cantidad de dinero necesario para operar y laborar, o más bien, para trabajar en un periodo dado. En este sentido, el Capital de Trabajo consiste de las siguientes rubros:

- 1- Inventario de materia prima
- 2- Inventario de materia en proceso
- 3- Inventario de producto terminado
- 4- Efectivo en caja.
- 5- Cuentas por cobrar
- 6- Cuentas por pagar

Nuestro Capital de Trabajo lo vamos a calcular para el primer mes de Trabajo, dado que al siguiente mes vamos a empezar a vender el producto y así poder tener ingresos. Aunque en realidad siempre necesitaríamos Capital de Trabajo.

#### 1 Inventario de materia prima:

Bayazo	$8 \text{ Ton} \times 14 \times 10^3 \text{ \$/Ton} = 112\,000 \text{ \$/mes.}$
Melaza	$6 \text{ Ton} \times 0.55 \times 10^3 \text{ \$/Ton} = 33\,000 \text{ \$/mes.}$
Leche Manawa	$2.5 \text{ Ton} \times 9.45 \times 10^3 \text{ \$/Ton} = 23\,625.00 \text{ \$/mes}$
Sales	$6 \text{ Ton} \times 7 \text{ sales \$/Ton} = 42\,000 \text{ \$/mes}$
Harina Yuca	$1 \text{ Ton} \times 0.74 \times 10^5 \text{ \$/Ton} = 74\,000.00 \text{ \$/mes}$

$$\underline{1099609.50 \text{ \$/mes.}}$$

Realmente no son los requerimientos por mes, sino es lo que tenemos en el almacén el primer mes, debido al número de viajes por Transporte de materia prima.

#### 2- Inventario de materiales en proceso.

El proceso dura 48 horas de fermentación y 1 día de acondicionamiento, por tanto dura 3 días el proceso, este rubro también consiste en la participación de mano de obra requerida.

$$1099609.50 \text{ \$/30} = 36653.65 \times 3 = 109960.95 \text{ \$/3 días.}$$

Mano Obra:

9 Obreros	$750,000.00 \text{ \$/mes}$
3 Supervisores	$625,000.00 \text{ \$/mes.}$
	$1,375,000.00 \text{ \$/mes}$
	$+ 10,996.09$
	$\underline{1,385,996.09 \text{ \$/mes}}$

#### 3: Inventario de Producto Terminado:

Trabajando al 100% de la capacidad tenemos una producción de 27724 kg/año.  
Tenemos:

$$\frac{27724}{12} = 2310.33 \text{ Kg/mes.}$$

El costo del producto es:

$$\frac{293.81 \times 10^6}{27724} = 10597.67 \text{ \$/Kg Producto.}$$

Entonces:

$$2310.33 \frac{\text{Kg}}{\text{mes}} \times 10597.67 \frac{\text{\$}}{\text{Kg}} = 24\,484\,131.00 \frac{\text{\$}}{\text{mes.}}$$

## 4- Efectivo en Caja

El efectivo en caja se calcula por 15 días del costo del producto.  
Al día se produce:

$$81.54 \text{ kg} * 10597.67 \frac{\$}{\text{kg}} = 935734.74 \text{ \$/mes}$$

## 5- Cuentas por pagar:

En realidad es difícil que le presten a una empresa que va empezando sus operaciones, pero supongamos que nos prestan a 15 días.

Entonces tendremos las siguientes deudas por viajes realizados en un mes

despacho de manzanas: debemos 8 viajes:

$$3.5 \frac{\text{Ton}}{\text{viaje}} | 9.95 \times 10^3 \frac{\$}{\text{ton}} | 8 \text{ viajes} = 264\ 600.00 \text{ \$}$$

Cabe mencionar que se compra la manzana únicamente en 49 días. por lo tanto, aunque no se necesite tanta manzana para un mes, es necesario tenerla en el almacén.

$$\text{Mielaza} \quad 3 \frac{\text{Ton}}{\text{viaje}} | 0.55 \times 10^5 \frac{\$}{\text{ton}} | 1 \text{ viaje} = 165\ 000.00 \text{ \$}$$

$$\text{Bayas} \quad 1.6 \frac{\text{Ton}}{\text{viaje}} | 1.44 \times 10^9 \frac{\$}{\text{ton}} | 3 \text{ viajes} = 67200.00 \text{ \$}$$

La suma de este rubro es: 496800.00 \\$

6- Cuentas por cobrar: no tenemos cuentas por cobrar, porque no se ha vendido nada; y pensábamos vender al contado.

El capital de Trabajo es:

Inv. materia Prima	_____	1099609.50	\\$
Inv materia Proceso	_____	1385996.10	\\$
Inv Producto Terminado	_____	24484131.00	\\$
Efectivo en caja	_____	935734.74	\\$
Cuentas por pagar	_____	496800.00	\\$
		<u>27412271.00</u>	\\$

Tabla.# . Proyeccion de Melaza

ano	Precio (\$/Ton)	ano	Precio (\$/Ton)
77	1070	87	42464.4
78	1070	88	66034.5
79	1070	89	102686.8
80	1070	90	159682.6
81	1500	91	248313.9
82	3000	92	386139.5
83	6000	93	600464.7
84	11000	94	933750.2
85	18590	95	1452034.5
86	44125	96	2257964.9
		97	3511239.2

$\text{Ln}(\text{Precio}) = 0.441(\text{Ano}) + 6.241$   
 Coeficiente de Correlacion (r) = 0.933  
 Fuente: Azucar S.A.

Tabla.# . Proyeccion de Bagazo

ano	precio (\$/Ton)	ano	precio (\$/ton)
75	72.19	86	12663.1
76	72.19	87	9414.4 *
77	93.89	88	15367.3
78	93.89	89	25084.3
79	111.89	89	25084.3
80	137.16	90	40945.6
81	184.11	91	66171.1
82	380.63	92	108012.2
83	1458.65	93	176310.1
84	3015.27	94	284930.3
85	645.25	95	467895.38
		96	761503.4

$\text{Ln}(\text{Precio}) = 0.4872(\text{ano}) - 33.228$   
 Coeficiente de Correlacion (r) = 0.9342  
 Fuente: Azucar S.A.



Tabla # 10 : REQUERIMIENTOS DE MATERIA PRIMA POR DIA.

MATERIA PRIMA	M. DE INOCULO (Kg)	M. DE FERMENTACION (Kg/Zymotis)	TOTAL/DIA
Lagazo	—	85	255
Melaza	—	45	135
Des. Manzana	—	75.84	227.52
Urea	0.02	0.6	1.806
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0.08	24	744
$\text{KH}_2\text{PO}_4$	0.04	12	3.42
H. de Yuca	0.25	—	3.00

Tabla # 17 : TIEMPOS Y MOVIMIENTOS.

ACTIVIDAD	TIEMPO (minutos)
A) Preparación de medio de cultivo para esporulación (inóculo).	40
B) Transporte a autoclave	5
C) Transporte a cuarto de inoculación.	5
D) Preparación de inóculo.	20
E) Inoculación	15
F) Recuperación de esporas.	60
G) Pesado de sales y melaza para medio de producción.	15
H) Transporte a tanque agitado.	5
I) Pesado de Bagazo de Caña y Desecho de manzana.	15
J) Transporte y carga del mezclador de sólidos.	20
K) Llenado de Charolas con el medio de producción.	30
L) Transporte a autoclave	5
M) Transporte al mezclador.	5
N) Carga de mezclador con el medio de producción estéril.	15
O) Transporte del medio de cultivo inoculado al fermentador Lymotis.	5
P) Carga del Lymotis. (2 personas)	(2) 120
Q) Descarga del Lymotis. (2 personas)	(2) 150
R) Transporte del producto fermentado a la prensa hidráulica.	10
S) Carga de la prensa Hidráulica(2 veces)	(2)30
T) Descarga de prensa Hidráulica(2 veces)	(2)30
U) Controles del equipo de recuperación.	30
V) Empacado de producto terminado (enzima en polvo.	15

TABLA # 12 : TIEMPOS Y MOVIMIENTOS. (continuación...)

ACTIVIDAD	TIEMPO (minutos)
W) Carga del producto fermentado comprimido a charolas. (subproducto)	20
X) Transporte del producto fermentado comprimido al secador de charolas.	5
Y) Descarga y empaque del producto comprimido seco.	35
Z) Transporte de desecho de manzana desde recepción de materias primas al secador de charolas.	10
AA) Carga de charolas con desecho de manzana.	20
LL) Descarga y empaque del desecho de manzana seco.	35
CC) Transporte del desecho de manzana seco al almacén.	10
	<hr/>
	135
DD) Recepción e inventario de materias primas.	140

NOTAS: Todos los tiempos fueron estimados en base a 10 fermentadores, excepto el secado y acondicionamiento del subproducto fermentado así como el secado del desecho de manzana; en estos dos casos (de la actividad W a la actividad CC) se supusieron 2 cargas por día del secador de charolas, una carga con subproducto fermentado y una segunda carga con desecho de manzana húmedo. Esta tabla solo considera tiempos-hombre.

### IX.3 CALCULO DE LA MANO DE OBRA

La mano de obra se calculó en base a los tiempos-hombre según la tabla # .

Se calculó el número de obreros sin tomar en cuenta los tiempos de secado y acondicionamiento de subproducto fermentado ni la recepción e inventario de materias primas, ya que consideramos que para cada una de estas actividades se requiere de una persona por día.

De la tabla # , se requiere cumplir con 975 minutos de tiempos-hombre por cada lote de 10 Zymotis. Se sabe que cada turno de trabajo consta de siete horas efectivas de trabajo (iguales a 420 minutos) y también sabemos que se trabajan tres turnos diarios con tres lotes de Zymotis al día.

$$\text{NUM. DE OBREROS /DIA} = \frac{(975 \text{ min/lote})(3 \text{ lotes/dia})}{420 \text{ minutos/obrero}}$$

$$= 6.96 \sim 7 \text{ obreros por día}$$

#### RESULTADOS:

-Obreros	8
-Almacenista	1
-Supervisores	3 (uno para cada turno)
-Intendencia	3 (uno para cada turno)

Tabla.# . Proyeccion de Salarios en Veracruz (\$/Hora-Hombre).

ano	Salarios	ano	Salarios
76	20.00	87	347.23
77	23.05	88	464.05
78	28.25	89	614.05
79	-	90	814.03
80	36.13	91	1074.91
81	42.2	92	1422.25
82	88.87	93	1881.83
83	113.74	94	2489.9
84	224.87	95	3294.4
85	-	96	4115.9
86	-		

$$\ln(\text{salario}) = 0.281(\text{ano}) - 18.593$$

Coefficiente de Correlacion (r) = 0.941

Fuente: Secretaria de Programacion y Presupuesto.

TABLA # 20 : COSTOS ANUALES PROYECTADOS A 10 AÑOS.

CÓDIGO CFTO (/ AÑO)	87/88	88/89	89/90	90/91	91/92	92/93	93/94	94/95	95/96	96/97
Transporte (10 <sup>5</sup> )	7.94	8.97	10.01	11.04	12.16	13.37	15.28	15.62	16.82	18.03
Electricidad (10 <sup>5</sup> )	7.25	7.69	8.58	9.03	9.47	9.91	10.36	10.80	11.25	11.69
Agua (10 <sup>5</sup> )	3.18	3.66	4.14	4.63	5.11	5.60	6.08	6.56	7.05	7.54
Gas natural(10 <sup>6</sup> )	25.62	30.72	35.81	40.91	46.01	51.13	56.22	61.30	66.40	69.44
Sueldo obreros(10 <sup>7</sup> )	0.90	1.20	1.59	2.10	2.78	3.68	4.87	6.45	8.53	10.66
Sueldo supervisión (10 <sup>8</sup> )	7.50	10.02	13.26	17.58	23.21	30.72	40.64	53.78	71.15	88.90
Sueldo Intendencia (10 <sup>6</sup> )	3.00	4.00	5.30	7.03	9.28	12.28	16.25	21.51	28.46	31.50
Magazo (10 <sup>6</sup> )	1.21	1.33	2.17	3.54	5.73	9.36	15.28	24.70	40.56	66.02
Melaza (10 <sup>6</sup> )	2.52	3.03	4.71	7.32	11.39	17.72	27.56	42.85	66.64	103.64
Secocho de manzana (10 <sup>5</sup> )	7.31	8.44	9.57	10.70	12.30	12.95	14.00	15.21	16.34	17.40
Urea (10 <sup>4</sup> )	7.53	7.64	8.70	9.77	10.83	11.89	12.76	14.02	15.08	16.15
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (10 <sup>5</sup> )	9.94	10.12	11.53	12.94	14.34	15.75	17.16	18.57	19.98	21.38
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (10 <sup>4</sup> )	19.33	19.67	22.40	25.14	27.87	30.61	33.35	36.08	38.82	41.55
M. de luca (10 <sup>4</sup> )	7.52	8.13	9.21	10.28	11.36	12.44	13.52	14.59	15.67	16.75

FUENTE: Azúcar S.A.; Banco de México; CFE; PEMEX; SPP; Diario Oficial.

## X FINANCIAMIENTO

Uno de los puntos mas importantes en el desarrollo de un proyecto, es la ayuda economica exterior que pueda dar apoyo al proyecto.

Para la realizacion del proyecto se requiere generalmente ademas de los recursos economicos aportados por los socios, de un credito refaccionario y/o de avio, el cual tiene un costo, representado esencialmente por los intereses del capital asi obtenido. Estos son gastos financieros los cuales son equivalentes al monto de estos intereses por ano, y son considerados fijos para cada periodo anual, si bien pueden variar de un ano a otro.

La tasa de interes sobre los costos refaccionarios y/o de avio depende esencialmente de la fuente que suministre estos recursos, y se cobran sobre saldos insolutos.

El FOGAIN es un organismo, el cual da creditos a proyectos que necesitan apoyo economico para el desarrollo de una industria.

Nuestro proyecto se encuentra localizado, por sus características de inversion y ventas, dentro de la pequena industria.

Para la pequena industria, localizada en zonas de maxima prioridad.

El credito es de :

100 000 000 de pesos, para creditos refaccionarios, con un interes del 95 porciento del costo porcentual promedio. El credito se realiza a 7 anos, con un ano de gracia.

100 000 000 de pesos, para creditos de avios con un interes del del 80 porciento del costo porcentual promedio. El credito se realiza de 5 a 10 anos con un ano de gracia.

El costo porcentual promedio es el que establezca el Banco de Mexico a las fechas del prestamo.

El proyecto que realizamos necesita de creditos refaccionarios y de avio para poder desarrollar la industria. Lo anterior es debido a la gran inversion de equipo y materia prima-necesaria para el funcionamiento de la fabrica.

Debido a las características del producto, competidores y la creacion de un mercado propio, se estiman pocas ventas del producto el primer ano. Dadas las condiciones anteriores, el prestamo solicitado a esta fuente de financiamiento sera

pagado mediante el sistema de pagos totales constantes, el cual es un sistema que nos da en cierta forma un desahogo los primeros años.

Se muestran las tabla de amortizacion para creditos refaccionarios y de avio.

El costo porcentual promedio utilizado fue de : 94.19 por ciento en noviembre de 1986 (periodico financiero) y de manera optimista, lo tomamos para el primer semestre de 1987.

El interes para credito refaccionario es de : 89.48 por ciento anual

El interes para credito de avio es de : 75.35 por ciento anual

Estos intereses son los que proporciona FOGAIN para pequeña industria.

Los pagos anuales totales fuero determinados por :

$$PMT = PV * i * (i+1) / (i+1) - 1$$

Se investigo el FONEP (Fondo Nacional de Estudios y Proyectos), pero este solo ofrece financiamiento para investigacion, desarrollo e ingenieria, lo cual no se necesita por el momento.



TABLA II : AMORTIZACION DE LA DEUDA PARA FINANCIAMIENTO DE GASTOS DE AVIO

POR EL METODO DE LOS PAGOS TOTALES IGUALES

CONCEPTO

(millones de pesos)	0	87/88	88/89	89/90	90/91	91/92	92/93	93/94	94/95	95/96	96/97
Capital prestado	100	100	100	99.7	99.2	98.3	96	93.4	88	78.9	55
Intereses	—	75.3	75.3	75.3	74.5	74	72	70	66	55	40
Pago de capital	—	—	0.27	0.5	0.8	1.4	2.5	5.1	9	20	55
Pago total	—	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3	75.3
Saldo insoluto	100	100	99.7	99.2	98.3	96.0	93.4	88	78.9	55.0	—

FUENTE: FOGAIN

Tabla # 11 : AMORTIZACION DE LA DEUDA POR EL METODO DE PAGOS TOTALES IGUALES  
 PARA FINANCIAMIENTO DE GASTOS REFACCIONARIOS.

CONCEPTO (millones de pesos)	0	87/88	88/89	89/90	90/91	91/92	92/93	93/94
Capital prestado	100	100	100	98.1	94.5	87.5	74.0	49.9
Intereses	—	89.4	89.1	87.7	84.4	78.3	66.5	44.6
Pago de capital	—	—	1.9	3.59	6.81	13.0	24.5	49.9
Pago total	—	89.4	91.3	91.3	91.3	91.3	91.3	91.3
Saldos insolutos	100	100	98.1	94.5	87.5	74.6	49.9	—

FUENTES: FOGAIN

TABLA # 13 : PROYECCION DE COSTOS DE PRODUCCION POR AÑO

C. MANUFACTURA  
(millones de pesos)

CONCEPTO	87/88	88/89	89/90	90/91	91/92	92/93	93/94	94/95	95/96	96/97
-C. directos										
Materia prima	5.81	6.57	9.36	13.69	19.19	30.5	46.07	88.28	111.54	172.72
Mano de obra	16.5	22.02	29.16	36.85	51.01	67.52	89.34	118.28	156.54	195.5
Cunetes	0.32	0.36	0.40	0.45	0.49	0.53	0.57	0.61	0.66	0.7
Mantenimiento	—	8.4	10.86	12.09	13.32	14.55	15.79	17.02	18.24	19.48
Suplementos de op.	1.26	1.44	1.63	1.81	1.20	2.18	2.36	2.55	2.73	2.92
Servicio	26.66	31.85	37.08	42.27	47.46	52.68	57.86	63.03	68.23	71.36
Transporte	0.79	0.89	1.00	1.10	1.21	1.33	1.52	1.56	1.68	1.80
<b>SUMA</b>	<b>51.34</b>	<b>71.53</b>	<b>89.49</b>	<b>108.26</b>	<b>133.8</b>	<b>169.29</b>	<b>213.51</b>	<b>291.33</b>	<b>321.28</b>	<b>392.4</b>
-Cargos fijos										
Depreciacion										
*equipo	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01	42.01
*edificios	21.85	21.85	21.85	21.85	21.85	21.85	21.85	21.86	21.85	21.85
Seguros	6.08	6.97	7.86	8.75	9.64	10.53	11.42	12.31	13.21	14.10
Intendencia	3.00	4.00	5.30	7.03	9.28	12.28	16.25	21.51	28.46	31.50
<b>SUMA</b>	<b>97.28</b>	<b>102.73</b>	<b>108.49</b>	<b>114.67</b>	<b>123.48</b>	<b>128.83</b>	<b>137.24</b>	<b>146.97</b>	<b>158.39</b>	<b>165.92</b>

TABLA # 24 PROYECCION DE COSTOS DE PRODUCCION POR AÑO

GASTOS GENERALES

(millones de pesos)

CONCEPTO	87/88	88/89	89/90	90/91	91/92	92/93	93/94	94/95	95/96	96/97
- G. administrativos	2.47	4.56	6.00	7.60	9.65	12.31	15.77	20.29	26.20	32.24
Dist. y ventas	2.36	2.85	3.29	3.76	4.39	5.25	6.32	8.12	9.8	12.14
- G. financieros										
*refaccionarios	89.4	89.1	87.7	84.4	78.3	66.5	44.6	—	—	—
*de avío	75.3	75.3	75.3	74.5	74.0	72	70	66	55	40
SUMA	169.53	171.8	172.9	170.26	166.34	156.06	130.7	94.41	91	84.38

TABLA # 25 : PROYECCION DE COSTOS TOTALES, FIJOS Y VARIABLES  
A DIEZ AÑOS.

AÑO	C. TOTALES	C. FIJOS	C. VARIABLES
87/88	293.81	242.47	51.34
88/89	318.10	246.63	71.53
89/90	339.41	249.92	89.49
90/91	358.11	249.85	108.26
91/92	383.27	249.47	133.8
92/93	412.02	242.73	169.29
93/94	441.74	228.23	213.5
94/95	483.42	192.09	291.33
95/96	555.99	234.71	321.28
96/97	658.38	265.98	392.4

NOTA: Costos dados en millones de pesos

#### X.1 PRECIO DEL PRODUCTO EN BASE AL MERCADO

Existen tres compañías que venden pectinasas (Quimorgan, ENMEX y Rohm), las cuales tienen un precio de venta según la actividad y el tipo de enzima.

El precio de venta de ENMEX en julio de 1986 fue de 5750 \$/Kg. con una actividad de 5370 U/Er. El precio de venta de Rohm en diciembre de 1986 fue de 17250 \$/Kg. con una actividad de 9000 U/Er. La actividad que se obtiene en el proceso es de 1304 U/Er.

El precio de ENMEX y Rohm para diciembre de 1986 es de 6863.5 y 17250 \$/Kg. respectivamente.

$$\begin{aligned} \text{Precio en base a ENMEX} &= (1304)(6863.5)/(5370) \\ &= 1666.6 \text{ \$}/\text{Kg} \text{ para nuestro producto.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Precio en base a Rohm} &= (1304)(17250)/(9000) \\ &= 2499.3 \text{ \$}/\text{Kg} \text{ para nuestro producto} \end{aligned}$$

$$\text{Promedio} = 2082.96 \text{ \$}/\text{Kg}.$$

Para 1987 se estima un precio de 2108 \$/Kg.

El precio de la enzima varía debido a la actividad y al tipo de esta

\* Las proyecciones de los precios fueron hechas en base a los índices del Banco de México para químicos básicos.

TABLA # 26 : PROYECCION DEL PRECIO DEL PRODUCTO EN  
BASE A LAS UNIDADES INTERNACIONALES  
DE PECTINASAS POR KILOGRAMO DE PRODUCTO.

ANO	\$/Kg.
87/88	2108
88/89	2149
89/90	2448
90/91	2746
91/92	3045
92/93	3344
93/94	3643
94/95	3942
95/96	4240
96/97	4538

NOTA: Proyecciones hechas con el indice  
de precios consumidor para produc-  
tos químicos.

TABLA # 11: PROYECCION DE PRECIOS POR TONELADA DE  
ALIMENTOS BALANCEADOS PROTEICOS.

AÑOS	\$/ton.
87/88	115602.85
88/89	128947.85
89/90	142292.85
90/91	155637.85
91/92	168982.85
92/93	182327.85
93/94	195672.85
94/95	209017.85
95/96	222362.85
96/97	235707.85

FUENTE: CANACINTRA, Sección de fabricantes de alimentos balanceados para animales.



TABLA # 28 : PROYECCION DE INGRESOS ANUALES POR VENTA  
SUSPRODUCTOS.

AÑO	\$/AÑO (MILLONES)
87/88	8.17
88/89	9.12
89/90	10.06
90/91	11.01
91/92	11.95
92/93	13.89
93/94	13.84
94/95	14.78
95/96	15.73
96/97	23.58

FUENTE: Datos tomados en base a la producción  
de bagazo comprimido fermentado y a  
los costos de alimentos balanceados  
proteicos.

TABLA 29 : PROYECCION DE INGRESOS POR AÑOS EN BASE AL  
PRECIO DE PECTINASA EN EL MERCADO.

AÑO	INGRESO POR ERZILA	INGRESOS POR SUBPROD.	INGRESOS TOTALES
87/88	58.1	8.17	66.5
88/89	59.6	9.12	68.7
89/90	67.9	10.06	77.9
90/91	76.1	11.01	87.1
91/92	84.4	11.95	96.3
92/93	92.7	12.89	105.5
93/94	100	13.84	114.84
94/95	110	14.78	124.78
95/96	117	15.73	132.73
96/97	122	23.50	145.6

NOTA: Ingresos dados en millones de pesos.

TALLA # 30 : PROYECCION DE ESTADO DE RESULTADOS EJ. 87/88

(millones de pesos)

EGRESOS

C. VARIABLES

Materia prima	5.81
Mano de obra	16.5
envases	0.32
suplementos de op.	1.26
servicios	26.6
transporte	0.79

51.28

INGRESOS

Venta de prod. primarios	50.2
Venta de prod. secundarios	8.17

C. FIJOS

-cargos fijos de inv.

Depreciacion

*equipo	42.01
*edificios	21.85
Seguros	6.08

69.94

-cargos fijos de op.

Intendencia	3.0
-------------	-----

3.0

-gastos generales

g. administrativos	2.47
g. dist. y ventas	2.36
g. financieros	75.3
*refacciones	89.4
*de avio	75.3

109.53

293.21

68.5

TABLA # 31 : PROYECCION DE ESTADO DE RESULTADOS EN 96/97

EGRESOS		INGRESOS	
<b>C. VARIABLES</b>			
Materia prima	172.72	Producto terminado	122
Mano de obra	195.50	producto secundario	23.5
Envases	0.7		
Suplementos de op.	2.92		
Servicios	71.36		
Transporte	1.8		
Mantenimiento	19.58		
		464.4	
<b>COSTOS FIJOS</b>			
<b>C. fijos de inv.</b>			
Depreciacion:			
*equipo	42.01		
*edificios	21.85		
Seguros	14.2	77.96	
<b>C. fijos de op.</b>			
Intendencia	31.56	31.56	
<b>C. GENERALES</b>			
C. administrativos	32.24		
C. dist. y ventas	12.14		
C. financieros			
*refaccion			
*de avio	40	89.38	
		<hr/>	<hr/>
		626.82	145.6
<b>INGRESOS NETOS</b>			<b>-481.2</b>

TABLA # 32 : PROYECCION A 10 AÑOS DE LA DEMANDA DE PECTINATO

AÑO	Ln DEMANDA EN Kg	Ln VALOR DE LA DEMANDA EN DOLARES
1981	5.61	10.01
1982	6.21	10.46
1983	3.91	8.92
1984	8.14	11.82
1985	10.04	12.75
1986	9.51	11.47
1987	10.76	12.61
1988	11.77	13.10
1989	12.78	13.59
1990	13.78	14.08
1991	14.79	14.57
1992	15.80	15.06
1993	16.81	15.54
1994	17.81	16.03
1995	18.82	16.52
1996	19.83	17.01
corr.	0.78	0.66

FUENTE: Banco de México, Cuentas Exteriores.

## 15. 15. DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

En base al estado de resultados de las proyecciones del primer y ultimo año de operacion, observamos que los egresos superan en gran medida a los ingresos, por lo tanto no existen utilidades.

El punto de equilibrio se puede obtener en base a datos de 87/88 es:

$$\begin{aligned}\text{Costo variable} &= 51.28 \times 10^6 \\ \text{Costo fijo} &= 241.23 \times 10^6 \\ \text{Costo total} &= 293.2 \times 10^6\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo unitario} &= 293.21 / 27724 \\ &= 10597.9 \text{ } \$/\text{Kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo variable unitario} &= 51.28 / 27724 \\ &= 1849.6 \text{ } \$/\text{Kg}\end{aligned}$$

$$\text{Precio de venta} = 2108 \text{ } \$/\text{Kg}$$

$$\begin{aligned}\# \text{ de unidades} &= \text{C.f.} / (\text{precio venta} - \text{C.v. unit.}) \\ &= 241.23 / (2108 - 1849.6) \\ &= 9.33 \times 10^5 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Debemos producir 933 TON. de producto con la actividad correspondiente para mantenernos en equilibrio de egresos y de ingresos. El proyecto no tiene la capacidad instalada para producir esta cantidad, por lo que el proyecto nunca recibira utilidades.

Si se llegara a obtener esa capacidad, se producirian  $1.2 \times 10^{12}$  U/año y la maxima cantidad de unidades vendidas en los ultimos 5 años ha sido de  $1.35 \times 10^{11}$  U/año (datos de Rohm). Esto corresponde 8.9 veces mas de unidades que aceptaria el mercado y las perdidas serian demasadas, este es otro criterio para demostrar la irreentabilidad del proyecto.

MENCIONES DE CALCULO  
DE EQUIPO.

AUTOCLAVE

LA ESTERILIZACIÓN SE REALIZA EN CADA TRES DÍAS AL DIA, POR LO QUE CADA VEZ SE ESTERILIZAN 4 BOTELLAS Y 10 CHAROLAS, ESTO NOS LLEVA A ESTIMAR LA CAPACIDAD (COWHEN) DEL ESTERILIZADOR DE LA SIGUIENTE MANERA:

DIMENSIONES DE LA BOTELLA: 47cm (LARGO) X 15cm (ANCHO) X 10cm (ALTURA);

DIMENSIONES DE LA CHAROLA: 110cm (LARGO) X 55cm (ANCHO) X 5cm (ALTURA)

PARA LLEVAR A CABO LA ESTERILIZACIÓN, LAS BOTELLAS Y CHAROLAS SE INTRODUCEN A LA AUTOCLAVE POR MEDIO DE CARRITOS CON EL FIN DE FACILITAR EL MANEJO Y OPERACIÓN.

SE TOMARON EN CUENTA LAS SIGUIENTES POSIBILIDADES

1) UN CARRITO PARA BOTELLAS Y UNO PARA CHAROLAS

• CARRITO PARA BOTELLAS

+ ALTURA

$$\text{BOTELLAS: } 4 \times 10 \text{ cm} = 40 \text{ cm}$$

$$\text{RUEDAS: } 1 \times 15 \text{ cm} = 15 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS: } 3 \times 15 \text{ cm} = \underline{45 \text{ cm}}$$

$$100 \text{ cm} = 1 \text{ m}$$

+ LARGO

$$\text{BOTELLAS: } 1 \times 47 \text{ cm} = 47 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS: } 2 \times 1.5 \text{ cm} = \underline{3 \text{ cm}}$$

$$50 \text{ cm} = 0.5 \text{ m}$$

+ ANCHO

$$\text{BOTELLAS } 1 \times 15 = 15 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS } 2 \times 1.5 = \underline{3 \text{ cm}}$$

$$18 \text{ cm} = 0.18 \text{ m}$$

• CARRITO PARA CHAROLAS

+ ALTURA

$$\text{CHAROLAS } 10 \times 5 \text{ cm} = 50 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS } 9 \times 10 \text{ cm} = 90 \text{ cm}$$

$$\text{RUEDAS } 1 \times 15 \text{ cm} = \underline{15 \text{ cm}}$$

$$155 \text{ cm}$$

+ LARGO

$$\text{CHAROLAS } 1 \times 110 \text{ cm} = 110 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS } 2 \times 1.5 \text{ cm} = \underline{3 \text{ cm}}$$

$$113 \text{ cm}$$

+ ANCHO

$$\text{CHAROLAS } 55 \times 1 \text{ cm} = 55 \text{ cm}$$

$$\text{ESPACIOS } 2 \times 1.5 \text{ cm} = \underline{3 \text{ cm}}$$

$$58 \text{ cm}$$



1. EN MUCHOS CASOS NECESITAMOS UNA AUTOCLEVE DE

\* ALTO:

CARRITOS : 155 cm  
 ESPACIOS LIBRES : 15 cm  
 170 cm

\* LARGO

CARRITOS : 113 cm  
 ESPACIOS LIBRES : 2 x 15 cm  
 143 cm

\* ANCHO

CARRITOS : 58 + 18  
 E. ENTRE CARRITOS : 20  
 E. LIBRES : 2 x 15  
 126

DIMENSION DE LA AUTOCLEVE

170 cm (ALTO) x 143 cm (LARGITUD) x 126 cm (ANCHO)

ESTO IMPLICA UN ÁREA INTERNA DE

$$A_T = 2[(170 \times 143) + (170 \times 126) + (143 \times 126)]$$

$$A_T = 12.75 \text{ cm}^2$$

> Dos CARRITOS, UNO CON 6 CHAROLAS y OTRO CON 4 CHAROLAS y 6 BOTELLAS

• CARRITO 1

\* ALTURA

BOTELLAS 1 x 10 cm  
 CHAROLAS 4 x 5 cm  
 E. ENTRE CHAR. 3 x 10 cm  
 E. ENTRE BOTELLAS

1 y CHAROLAS 1 x 20 cm  
 LANTAS 1 x 15 cm  
 95 cm

\* LONGITUD

CHAROLAS 1 x 110  
 ESPACIOS 2 x 1.5  
 113 cm

\* ANCHO

CHAROLAS 1 x 55  
 ESPACIOS 2 x 1.5  
 58 cm

• CARRITO 2

\* ALTURA

CHAROLAS 6 x 5  
 ESPACIOS 5 x 10  
 RUEDAS 1 x 15

95 cm

\* LONGITUD

CHAROLAS 110  
 ESPACIOS 3  
 113 cm

\* ANCHO

RUEDAS 1 x 55  
 ESPACIOS 2 x 1.5  
 58 cm

## DIMENSIONES DE LA AUTOCUVE

## \* ALTURA

CAREITOS : 95 cm  
 ESPACIOS : 15 cm      110 cm

## \* LONGITUD

CAREITOS      113 cm  
 ESPACIOS      2 x 15 cm      143 cm

## \* ANCHO

CAREITOS      2 x 58  
 E. ENTRE CAREITOS      1 x 20  
 E. LIBRE      2 x 15      166 cm

$$110 \text{ cm (ALTURA)} * 143 \text{ cm (CARGO)} * 166 \text{ cm (ANCHO)}$$

## ÁREA INTERNA

$$A_T = 2 [(110 * 143) + (110 * 166) + (143 * 166)] = 11.55 \text{ m}^2$$

LA DIFERENCIA EN AREA INTERNA ENTRE LAS DOS AUTOCUVEES ES MINIMA; SIN ENCARGO TOMAMOS LA SEGUNDA OPCION COMO LA APROPIADA PARA NUESTRA PLANTA.

CON RESPECTO AL BALANCE DE CALOR TENEMOS QUE

$$H \bar{C}_p \Delta T = m \lambda$$

) CÁLCULO DEL  $\bar{C}_p$ 

\* ACERO      ACERO 110x304

$$\bar{C}_p = 1.93 ; \quad \rho = 7817 \text{ kg/m}^3$$

TENEMOS CHAROLAS DE 5 x 55 x 110 cm, SI SUPONEMOS UN ESPESOR DE 0.2 cm, OBTENEMOS LA MASA DEL ACERO USADA EN CHAROLAS DE LA SIGUIENTE FORMA

• PARA PLACA DE ABAJO

$$110 \times 55 \times 0.2 = 1210 \text{ cm}^3$$

• PARA 2 PLACAS DE LO LARGO

$$2 \times 110 \times 55 \times 0.2 = 2200 \text{ cm}^3$$

• PARA 2 PLACAS DE LO ANCHO

$$2 \times 55 \times 0.2 \times 115 = 1100 \text{ cm}^3$$

VOLUMEN DE ACERO TOTAL POR CHAROLAS = 1540 cm<sup>3</sup>  
 TERNAMOS 11 CHAROLAS. (10 PARA USAR EN FERMENTACIÓN Y 1 COMO SOPORTE DE LAS BOTELLAS).

ENTONCES VOLUMEN TOTAL POR CHAROLAS

$$V_{TC} = 1540 \text{ cm}^3 * 11 = 16,940 \text{ cm}^3 = 0.017 \text{ m}^3$$

TENIENDO LOS CARRETES TENEMOS 4 BARRAS DE  $95 \text{ cm}$  DE  $0.3 \text{ cm}$  DE ESPESOR Y  $7 \text{ cm}$  DE ANCHURA.

$$4 \times 95 \times 7 \times 0.3 = 798 \text{ cm}^3$$

TENIENDO 11 BARRAS DE  $113 \times 3.5 \times 0.3$

$$2 \times 113 \times 3.5 \times 0.3 = 237.3 \text{ cm}^3$$

EL VOLUMEN TOTAL DE ACERO POR CARROTE

$$V_T = 2375.1 \text{ cm}^3 = 2.3751 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

TENIENDO TENEMOS 2 CARROTES

$$V_A = 4.7502 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

Y EL VOLUMEN TOTAL DE ACERO ES

$$V_A = 0.0217 \text{ m}^3$$

SIENDO UNA MASA TOTAL  $w_A = \rho_A V_A$  IGUAL A

$$w_A = \rho_A V_A = 7817 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0.0217 \text{ m}^3 =$$

$$w_A = 170.02 \text{ kg DE ACERO}$$

SIENDO PUES EL PESO DE CADA CHAROLA  $\approx 12 \text{ kg}$  Y EL DE CADA CARROTE DE  $18.6 \text{ kg}$

\* MEDIO DE FERMENTACIÓN Y ESTERILIZACIÓN

EL MEDIO ES DE  $300 \text{ kg}$  EN CADA CHAROLA, SIENDO EL PESO TOTAL POR DIEZ CHAROLAS DE  $3000 \text{ kg}$  DE MEDIO DE FERMENTACIÓN.

LA MASA DEL MEDIO DE ESTERILIZACIÓN ES DE  $0.785 \text{ kg}$  POR BOTTLELLA Y SON 4 BOTTLELLAS, ENTONCES LA MASA DE ESTE MEDIO ES DE  $3.14 \text{ kg}$

$$w_H = 300 + 3.14 = 303.14$$

\* VIDRIO.

CADA BOTTLELLA PESA  $3 \text{ kg}$ . SI SON 4 BOTTLELLAS, ENTONCES LA MASA DE VIDRIO ES DE  $12 \text{ kg}$

$$w_V = 12 \text{ kg}$$

LA MASA TOTAL A ESTERILIZAR ES ENTONCES

$$w_T = 12 + 3.14 + 300 + 170.02 = 485.16 \text{ kg}$$

$$C_P = \frac{1}{w_T} [w_A C_{PA} + w_H C_{PH} + w_V C_{PV}]$$

TENIENDO SUPUESTO QUE EL  $C_P$  DEL MEDIO ES IGUAL AL  $C_P$  DE LA LECHE AL SER LAMPADO EN LA PUNTA PLETO DE FERMENTACIONES DE LA CANTIDAD COMO SOPORTE PARA FERMENTACION SUAVA. ENTONCES

$$\dot{Q} = \dot{m} c_p \Delta T$$

Y EL ... DE ...

$$c_p = 0.2 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

ENTONCES

$$\bar{c}_p = \frac{1}{485.16 \text{ kg}} [(12.6 \text{ kg} \cdot 1.93) + (353.14 \cdot 0.76) + (12 \cdot 0.2)]$$

$$\bar{c}_p = 1.16 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

> CÁLCULO DE LA MASA DE VAPORES NECESARIA

\* PARA LA ...

... EL BALANCE

$$M \bar{c}_p \Delta T + Q_p = m \lambda$$

$$M = 485.16 \text{ kg} = 1069.57 \text{ lb}_m$$

$$\bar{c}_p = 1.16 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} = 1.16 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}_m \cdot ^\circ\text{R}}$$

$$T_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 100^\circ\text{C} = 180^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 120^\circ\text{C}$$

$$\lambda = 945.7 \text{ BTU/lb}$$

PARA ... EL CÁLCULO DE LAS ... DE CALOR EN ESTADO TRANSIENTE, CONSIDERAREMOS QUE ÉSTAS SON PRÁCTICAMENTE NOLAS.

$$M \bar{c}_p \Delta T + Q_p = m \lambda$$

$$M \bar{c}_p \Delta T = m \lambda$$

$$m = \frac{M \bar{c}_p \Delta T}{\lambda}$$

$$m = \frac{(1069.57 \text{ lb}_m)(1.16 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F})(180^\circ\text{F})}{945.7 \text{ BTU/lb}} = 236.15 \text{ lb}$$

\* PARA MANTENER LA TEMPERATURA

SE CONSIDERA QUE EL CALOR QUE SE PIERDE POR EFECTOS DE CONVECCIÓN Y RADIACIÓN ES EL MISMO QUE ABSORBE LAS PAREDES DE LA ALMACÉN, RE LO QUE TENEMOS:

$$Q = k \frac{A}{x} \Delta T = h A (T_2 - T_1) + \epsilon \sigma T_2^4$$

... DE

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.15 (Ra)^{1/3} \quad (Ra \sim 10^3 - 10^4) \text{ PARA TECHO}$$

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.27 (Ra)^{1/4} \quad (Ra \sim 10^5 - 10^6) \text{ PARA FONDO}$$

$$Nu = \frac{hL}{k} = \left\{ 0.585 + \frac{0.387 Ra^{1/4}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.992}{Pr} \right)^{1/4} \right]^{4/3}} \right\}^2 \quad \text{PARA PAREDES VERTICALES}$$

$$Ra = Pr Gr$$

$$Gr = \frac{g \beta \Delta T}{\nu^2} L^3 \Delta T$$

EVALUANDO A  $T_f$ 

$$T_f = \frac{T_e + T_{\infty}}{2}$$

\*\* SE HIZO UN PROCESO ITERATIVO PARA CALCULAR LA CANTIDAD DE TEMPERATURA DE LA PARED EXTERNA DE LA ANCLAJE; Y SE CONCLUYO QUE DADO EL ALTO COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL ACERO, LA CAIDA DE TEMPERATURA EN LA PARED ES CASI NULA; SIENDO LA TEMPERATURA DE LA PARED INTERNA Y EXTERNA PRACTICAMENTE IGUAL.

A ESTAS CONDICIONES SE HICIERON BALANCES OBTENIENDOSE LOS SIGUIENTES RESULTADOS:

$$T_e = 120^\circ C = 248^\circ F$$

$$T_{\infty} = 20^\circ C = 68^\circ F$$

$$\Delta T = 180^\circ F$$

$$T_f = 158^\circ F$$

$$k = 0.017 \text{ BTU/hr ft } ^\circ F$$

$$Pr = 0.701$$

$$g \beta \Delta T / \nu^2 = 1.1 \times 10^6 \frac{1}{ft^2}$$

• PARA PAREDES HORIZONTALES

$$L = 4.69 \text{ ft}$$

$$Gr = 2.04 \times 10^{10}$$

$$Ra = 1.43 \times 10^{10}$$

$$A = 25.55 \text{ ft}^2$$

> TECHO

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.15 (Ra)^{1/3}$$

$$= 364.24$$

$$h = \frac{Nu k}{L} = 1.38$$

> FONDO

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.27 (Ra)^{1/4}$$

$$= 93.4$$

$$h = \frac{Nu k}{L} = 0.339$$

DEBIDO AL BAJO COEFICIENTE PARA LAS PAREDES HORIZONTALES ES

$$Q = h A \Delta T$$

$$Q = (1.38 + 0.339) \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ } ^\circ F} \cdot 25.55 \text{ ft}^2 \cdot 180^\circ F$$

$$Q = 7527.7 \text{ BTU/hr}$$

El área de la tubería

$$L = 203 \text{ ft}$$

$$A = 7.13 \text{ ft}^2$$

$$Q_r = 7.3 \times 10^9$$

$$k_a = 6.5 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$U = 270.03$$

$$h = 1.036$$

$$Q = h A L T$$

$$Q = 13.646.9 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Entonces el calor perdido total es

$$Q_T = (13646.9 + 7.629.7) \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 21276.6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Entonces la masa de vapor utilizado por pérdidas de conducción es

$$Q_T = m \lambda$$

$$m = \frac{Q_T}{\lambda} = \frac{21276.6 \text{ BTU/hr}}{945.7 \text{ BTU/hr}}$$

$$m = 22.5 \text{ lb/hr}$$

Las pérdidas de calor por radiación son

$$Q_r = A E \sigma T_e^4$$

$$E = 0.5$$

$$\sigma = 0.173 \times 10^{-8} \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}^4$$

$$A_r = 98.68 \text{ ft}^2$$

$$Q_r = 0.5 (0.173 \times 10^{-8} \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}^4}) (248 \text{ } ^\circ\text{F})^4$$

$$Q_r = 322.68 \text{ BTU/hr}$$

Entonces esto representa una masa de vapor de

$$m = \frac{Q_r}{\lambda} = 0.34 \text{ lb/hr de vapor}$$

que como puede apreciarse es despreciable

Si el aire entra a 125 o 130°C entonces tenemos

$$T_{aire} - T_s = 130 - 120 = 10^\circ\text{C} = 18^\circ\text{F}$$

De aquí que

$$W_{aire} = W_{vapor} \frac{C_{vapor} (T_{sc} - T_s)}{C_{aire} (T_{aire} - T_s)}$$

$$C_{vapor} = 0.453 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T_{sc} = 250^\circ\text{F}$$

$$C_{aire} = 0.242 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T_{sa} = 257^\circ\text{F}$$

$$W_{aire} = 132.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ para calefaccion}$$

$$W_{aire} = 12.91 \text{ lb/hr para mantener}$$

EXPLICACION DEL PROCESO ITERATIVO.

EN EL ESTADO ESTACIONARIO

PERDIDAS POR CONDUCCION = PERDIDAS POR CONVECCION + PERDIDAS POR RADIAACION

$$q_1 = q_2$$

$$\frac{k_m}{x} (T_1 - T_e) = h_a (T_e - T_a) + \epsilon \sigma T_e^4$$

DONDE  $x$ : ESPESOR DE LA PARED

$k_m$ : CONDUCTIVIDAD DEL ACERO

PARA UN ESPESOR DE PARED DADO ( $x = 1.5 \text{ m}$ ), SE SUPUSO  $T_e$ , SE CALCULO  $q_1$  A  $T_e$  Y SE COMPARARON LAS PERDIDAS POR CONDUCCION, CON LAS PERDIDAS POR CONVECCION. EL PROCESO ITERATIVO SE REPITIO HASTA QUE  $q_1 \approx q_2$

SE DETERMINO, ENTONCES  $T_e$ .

$$T_e = 120^\circ\text{C}.$$

PROBLEMA 10

CONCENTRACIONES DE LOS COMPONENTES EN UN FLUJO

- $\text{O}_2 = 0.20$
- $\text{CO}_2 = 0.12$
- $\text{N}_2 = 0.68$
- $\text{H}_2\text{O} = 0.00$

$\rho = 1.225 \text{ kg/m}^3$   
 $\mu = 1.81 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

$\dot{m} = 1 \text{ kg/s}$

$\dot{m} = \rho \cdot A \cdot v = 1.225 \cdot A \cdot v = 1 \text{ kg/s}$

$\dot{m} = 1 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{O}_2} = 0.20 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.20 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{CO}_2} = 0.12 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.12 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{N}_2} = 0.68 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.68 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 0.00 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.00 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 0.00 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.00 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{O}_2} = 0.20 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.20 \text{ kg/s}$

$\dot{m}_{\text{CO}_2} = 0.12 \cdot 1 \text{ kg/s} = 0.12 \text{ kg/s}$

CONCENTRACIONES DE LOS COMPONENTES EN UN FLUJO

CONCENTRACIONES DE LOS COMPONENTES EN UN FLUJO

$\frac{\dot{m}_1}{\dot{m}} = 0.20$

$\frac{\dot{m}_2}{\dot{m}} = 0.12$

$\frac{\dot{m}_3}{\dot{m}} = 0.68$



$$V_{\text{max}} = \frac{4}{3} \pi r^3 \Rightarrow V_{\text{max}} = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3 \Rightarrow \sqrt[3]{\frac{3V}{4\pi}} = \frac{D}{2} \Rightarrow H_L = 0.61906m$$

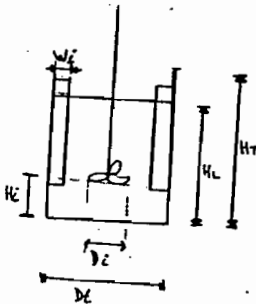
$$\frac{D_i}{D_e} = 0.33 \Rightarrow D_i = (0.33)(0.61906m) = 0.2442m$$

$$\frac{W_i}{D_e} = 0.1 \Rightarrow W_i = (0.1)(0.61906m) = 0.619m$$

Suponer que el tanque se llena al 78% de su capacidad

$$V_{\text{tanque}} = 0.18634 m^3 \left(\frac{100\%}{78\%}\right) = 0.2388 m^3$$

$$H_t = \frac{4V_t}{D_e^2 \pi} = \frac{4(0.2388 m^3)}{(0.61906m)^2 \pi} = 0.7933m$$



$$\frac{H_i}{D_e} = 0.33 \Rightarrow H_i = (0.33)(0.61906m) = 0.2442m$$

SELECCIÓN DE POTENCIA

Se compararon 5 modelos de agitador para escoger uno usando como criterio de selección la potencia necesaria en cada caso.

- 1- turbina Gaspar; 4 baffles  $1/12$ ;  $D_i/W_c = 5$
- 2- turbina abierta Gaspar verticales rectos;  $D_i/W_c = 8$ ; 4 baffles  $D/12$
- 3- turbina Gaspar inclinadas  $45^\circ$ ;  $D_i/W_c = 8$ ; 4 baffles  $D/12$
- 4- hélice; inclinación  $2D_i$ ; 4 baffles  $0.1D_i$
- 5- hélice; inclinación  $D_i$ ; 4 baffles  $0.1D_i$

Para asegurar el mezclado, se supone que el régimen es turbulento pero con el  $N_{Re}$  mínimo en turbulencia para que la potencia no se eleve demasiado.

$N_{Re} = 10,000$

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 NP}{\mu} \Rightarrow N = \frac{N_{Re} \mu}{D_i^2 \rho}$$

$$N = \frac{(10,000)(0.00841 \text{ kg/m}\cdot\text{s})}{(0.2442\text{m})^2 (1068.86 \text{ kg/m}^3)} = 1.3194 \text{ rps} \left( \frac{60 \text{ seg}}{\text{min}} \right) = 79.16 \text{ RPM}$$

Para  $N_p$ : se interpola con  $N_{Re}$  en graficos. Se hace con el mismo  $N_{Re}$  para cada tipo de impulsor.

$$P = N_p \rho V^3 \frac{D_i^5}{9c} = N_p (1068.86 \text{ kg/m}^3) (1.2104 \text{ m})^5 \frac{1 \text{ kg}\cdot\text{m}^2}{\text{s}^2} =$$

TIPO DE AGITADOR	$N_p^*$	POTENCIA (W/m <sup>3</sup> )	POTENCIA (HP)	POTENCIA (HP)
1	5	10.65	0.01429	0.02382
2	3	6.39	8.59 x 10 <sup>-3</sup>	0.01429
3	1.5	3.19	4.28 x 10 <sup>-3</sup>	7.19 x 10 <sup>-3</sup>
4	0.9	1.9	2.57 x 10 <sup>-3</sup>	4.28 x 10 <sup>-3</sup>
5	0.35	0.755	1 x 10 <sup>-3</sup>	1.66 x 10 <sup>-3</sup>

$$P_{REAL} = \frac{P_{TEORICA}}{\eta} \times 100$$

suponer  $\eta = 60\%$   
 \* Torneo de "Horizonte"  
 de Ing. Químico;  
 Perry - Chilton

En todo caso se debe considerar a un agitador de este tipo con  $D_i = (0.2442)$  con 4 baffles de  $0.0669\text{m}$  con un  $N_p = 1.3194$

MEZCLADORA DE SÓLIDOS

LAS MEZCLADORAS QUE FUE SU TIPO SE ALCANZAN MÁS A UN TIPO ACCESO SOL LAS DE ASPAS HELICOIDALES Y LAS DE BRAZO DOBLE. AMBAS OFRECEN VENTAJAS Y SE UTILIZAN PARA MATERIALES COMO EL ADESTO; POR LO QUE PARA PODER SELECCIONAR ENTRE UNA Y OTRA SE CONSIDERÓ LA POTENCIA QUE CONSUMEN Y LA INVERSIÓN NECESARIA PARA ADQUIRIR EL EQUIPO.

ASÍ TENEMOS QUE EL VOLUMEN A MEZCLAR SERIA DE

$$\rho = 500 \text{ kg/m}^3$$

$$m = 500 \text{ kg}$$

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$V = m/\rho$$

$$V = \frac{500 \text{ kg}}{500 \text{ kg}} \frac{\text{m}^3}{3.785 \times 10^{-3} \text{ m}^3} = 264.2 \text{ gal} = 35 \text{ ft}^3$$

SEGUN EL PERRY PARA UNA MEZCLADORA DE BRAZO DOBLE DE ASPAS SIGMA DE CAPACIDAD DE TRABAJO DE 300 gal, EL CONSUMO DE POTENCIA ES DE 100 HP

LUEGO PARA CALCULAR LA POTENCIA REAL NECESARIA, SE HACE UNA SIMPLE REGLA DE TRES (McCabe, EJEMPLO 6-4), ENTONCES

$$300 \text{ gal} \rightarrow 100 \text{ Hp}$$

$$264 \text{ gal} \rightarrow x$$

$$x = 88 \text{ Hp}$$

SI SUPONEMOS QUE LOS MOTORES PARA ESTAS MEZCLADORAS TIENEN UNA EFICIENCIA DE 60%; ENTONCES

$$P = 146.5 \text{ Hp} \sim 147 \text{ Hp}$$

SEGUN EL PERRY 1905, PARA UNA MEZCLADORA DE ESTE TIPO DE 35 ft<sup>3</sup> PARA 148 ft<sup>3</sup> LE DE 137.5 Hp.

PARA CALCULAR LA POTENCIA CONSUMIDA POR UNA MEZCLADORA DE ASPAS HELICOIDALES OPTIMIZADAS TERCERAMENTE, C.:

EN EL PERÍODO DE TIEMPO QUE SE CONSIDERA SE TRATA DE 1968, SE CONSUMEN 5HP (PARA UN MATERIAL DE  $\rho = 3716 \frac{kg}{m^3}$ ), ESTO PUEDE VARIAR PARA MATERIALES DISTINTOS, SIENDO LA POTENCIA MÍNIMA SUMADA DE 10 HP Y LA CAPACIDAD MÁXIMA 4410 lb.

1960

$$52.9 \text{ ft}^3 \longrightarrow 5 \text{ hp}$$

$$30 \text{ ft}^3 \longrightarrow x$$

$$x = 2.89 \text{ hp}$$

$$\text{Si } \eta = 60\% \quad P = 4.5 \text{ hp} \sim 5 \text{ hp}$$

DEL PÉTERS & TIMMERHANS CALCULAMOS QUE EL PRECIO PARA ESTE EQUIPO EN 1968 ERA DE \$ 3,700

COMO PUEDE OBSERVARSE, ES MÁS CONVENIENTE COMPRAR UNA MOLIADORA DE ASPAS HELICIONALES YA QUE SU CONSUMO DE ENERGÍA E INVERSIÓN ES POR MUCHO MENOR QUE UNA DE ASPAS DE DOBLE BRAZO.

EL COSTO DE NUESTRO EQUIPO SERÁ PARA 1987 DE

$$\$_{1987} = \$_{1968} \left( \frac{I_{1987}}{I_{1968}} \right)$$

$$= 3.7 \times 10^3 \left( \frac{221.6}{273.1} \right) = \$ 12,079 \sim \$ 12,080$$

PARA UNA MOLIADORA DE ASPAS HELICIONALES

### Secador de charolas y Equipo necesarios.

El secador se utiliza para evaporar el agua, del desecho de manzana de darlo proviene la pectina y para el secado de residuos del prensado.

El secador se compone de una cámara de secado, donde se colocan los canchales con charolas.

El desecho de manzana se secara en lotes de 875 kg cada 8 hrs., durante 2 veces al día y otro lote para secar los residuos.

Las charolas utilizadas son de dimensiones recomendadas, con un área de  $7.5 \text{ ft}^2$  y una profundidad de 0.25 ft para el solido (Perry). El largo y ancho de las charolas es  $2.5 \times 3$  (dimensiones recomendadas para ocupar poco espacio por el secador).

$$\text{Volumen ocupado} = 2.3 \times 3 \times 0.25 = 1.725 \text{ ft}^3 / \text{charola}$$

La densidad del desecho de manzana es  $38.6 \text{ lb/ft}^3$  (Frankoph's).

El contenido de manzana en cada charola es:

$$\frac{1 \text{ charola}}{1.725 \text{ ft}^3} \times \frac{\text{ft}^3}{38.6 \text{ lb}} \times \frac{1925 \text{ lb}}{\text{bte}} = 12.51 = 12 \text{ charolas por lote}$$

El secado de charolas se realiza mediante:

a) Una velocidad constante de secado la cual se realiza a la temperatura fuera de bulbo húmedo en la superficie de la charola hasta alcanzar una humedad crítica de secado del producto.

b) Una velocidad decreciente de secado, la cual se realiza a través del producto hasta la profundidad deseada donde el agua se evapora hasta la humedad deseada.

El tiempo de velocidad constante de secado se realiza:

$$t_c = x_1 \rho_s \lambda_w U_c [x_1 - x_c] / G_s (t_1 - t_w) (1 - e^{-hA/c_s U_c})$$

y el tiempo de velocidad decreciente de secado se realiza:

$$t_d = x_1 \rho_s U_c \lambda_w \ln(x_c/x_2) / G_s (t_1 - t_w) (1 - e^{-hA/c_s U_c})$$

donde:

$t_c$  = tiempo de secado (hr)

$x_1$  = probabilidad del producto (H)

$U_c$  = Area de transferencia de calor del producto ( $\text{ft}^2$ )

$b$  = " " " " del flujo de aire ( $\text{ft}^2$ )

$\rho_s$  = densidad del producto ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

$\lambda_w$  = Calor latente del vapor a la temp. de bulbo húmedo ( $\text{BTU}/\text{lb}$ )

$t_w$  = Temp. saturación de bulbo húmedo ( $^{\circ}\text{F}$ )

$G_s$  = Calor húmedo del aire de entrada al secador ( $\text{BTU}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$ )

$G$  = flujo de aire a través del área entre cada cámara  $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ hr}$ .

$h$  = Coeficiente de transferencia de calor al aire  $\text{BTU}/\text{hr ft}^2 ^{\circ}\text{F}$

$x_{1,2}$  = humedades del sólido a la entrada y salida

$x_c$  = humedad crítica del sólido.

El tiempo total de secado debe ser en 3 hr.

Así

$t_c$  = tiempo de secado constante + tiempo de secado decreciente

$$t_{\text{total}} = \frac{x_1 \rho_s \lambda_w U_c}{G_s (t_1 - t_w) (1 - e^{-hA/c_s U_c})} + [x_c (\ln x_c/x_2 - 1) + x_1]$$

$t = 8 \text{ hr} = \text{tiempo total}$

$$L = (3 \text{ ft})(2.5 \text{ ft}) = 7.5 \text{ ft}^2 = L \cdot z$$

$$b = (0.709 \text{ ft})(2.5 \text{ ft}) = 0.52 \text{ ft} = a_2 \cdot z$$

$$e = 58.6 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Geo. wts.)}$$

La temperatura de secado de la muestra debe ser de  $140^\circ\text{F}$  mínimo, ya que a temperaturas mayores, la pectina se descompone (Geo. wts.)

$$T_w = 140^\circ\text{F}$$

$$X_w = 1013.7 \text{ BTU/lb}$$

Para tener una temperatura de bulbo húmedo en la cámara, el aire de entrada debe tener  $120^\circ\text{F}$  (H. m. wts.).

$$T_{a1} = 120^\circ\text{F}$$

El calor húmedo del aire es  $\text{BTU/lb}^\circ\text{F}$

$$C_3 = (0.24 + 0.45 Y_{1,2})$$

$Y_{1,2}$  es la humedad promedio de la humedad de entrada y salida.

$$Y_1 = 0.016 \quad Y_2 = 0.08 \text{ (c. h. Pecuaria)} \quad Y_{1,2} = 0.045$$

$$C_3 = (0.24 + 0.45(0.045)) = 0.26 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Se tienen 1925 lb de muestra, de la cual 10% es agua y 20% sólido seco

$$X_1 = 0.8/0.2 = 4 \text{ lb H}_2\text{O/lb de sólido seco}$$

La humedad crítica fue estimada de un promedio de productos cercanos en composición al desecho de muestra de Tablas del Perry.

$$X_c = 0.294 \text{ lb H}_2\text{O/lb sólido seco}$$

La humedad de salida que deseamos es:

$$X_2 = 0.05 \text{ lb H}_2\text{O/lb sólido seco}$$

$G$  y  $h$  son las variables que van a cambiar para estar el flujo de aire necesario para secar el producto. Variando la velocidad del aire obtenemos otros par.  $G$  y  $h$ , los cuales van dando un tiempo de secado. Cuando el tiempo de secado sea igual a 8 hr, sabemos la velocidad del aire

y por  $G$ , el flujo de aire

$$G = (\text{velocidad del aire}) (\text{densidad del aire})$$

entonces:

$$\text{densidad del aire es } 1 \text{ kg aire} + 0.0116 \text{ kg de hielo}$$

$$\text{Volumen húmedo es: } (0.0252 + 0.0108 \gamma_v) (T_d)^2 = 22.5 \text{ ft}^3/\text{lbm} \quad (\text{Humidified})$$

$$\text{velocidad del aire es: } (1 + 0.0116) / 22.5 \text{ ft}^3/\text{lbm} = 0.046 \text{ lbm}/\text{ft}^3$$

$$h = 0.0128 \text{ g} \cdot \text{p}^2 \quad \text{en } 810 / \text{lb} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{p}^2 \quad (\text{Germkoplik})$$

Sustituyendo

$$t_t = \frac{(15 \text{ ft}^2) (58.6 \text{ lb}/\text{ft}^3) (0.25 \text{ ft}) (1013.7 \text{ g}/\text{lb})}{G (0.515 \text{ ft}^2) (0.26 \text{ g}/\text{lb}) (470 - 122) \left[ 1 - e^{-\frac{h (15 \text{ ft}^2)}{G (0.26 \text{ g}/\text{lb}) (5211)}} \right]} + \left[ 0.294 \left( \sqrt{\frac{0.294}{0.05}} - 1 \right) + 1 \right]$$

$$t_t = \frac{21101.00}{G \left( 1 - e^{-\frac{h 110.94}{G}} \right)}$$

$$\text{Para } V = 95 \text{ ft/s}$$

$$G = 15370 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{hr.}$$

$$h = 28.61 \text{ g}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{p}^2$$

$$t = 7.8 \text{ hr} \approx 8 \text{ hr.}$$

$$Q = \left[ 15370 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}} + 0.525 \text{ ft}^2 \right] = 8057.7 \text{ lb}/\text{hr.}$$

$$Q = 8057.7 \text{ lb}/\text{hr} \cdot 22 \text{ ft}^3/\text{lb} = 177259.5 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$



Calentador:

Con las mismas condiciones de vapor que para el secador por aspersión, obtenemos:

$$w_1 (995.3) = \bar{r} (h_1) \quad h_1 = c h_p [68 - 40] = (0.75 - 15(0.016))(352)$$

$$w_1 = \frac{(8077.7)(86.41)}{995.3} \quad h_p = 86.41$$

$$w_1 = 732.5 \text{ B de vapor / hr.}$$

Ventilador:

El cálculo del ventilador se realiza de la misma manera que el obtenido para el secador por aspersión.

$$H_{p, \text{aire}} = \frac{144 Q \Delta P}{33000} \quad (\text{Perry}).$$

$$17751.5 \text{ ft}^3/\text{hr} \times \frac{1}{60} = 2962.5 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$\Delta P = 0.1$  suficiente para mover un  $H_p$  de aire.

$$H_p = \frac{144 (2962.5) (0.1)}{33000} = 1.29$$

Con una eficiencia del 70% + 70% para ventiladores

$$H_{p, \text{eol}} = \frac{1.29}{0.7} = 1.84 \text{ hp.}$$

CLAVE: C-07-073

COMPRESORA PARA ZYMOTIS 163

UN ZYMOTIS DE MUEBROS CONDICIONES PILOTO, 1.5 LITROS DE MUEBROS, SE MUEVE DURANTE 18 HORAS (LAS PRIMERAS 10 HORAS) Y 1930 LITROS DE MUEBROS EN LAS SIGUIENTES 8 HORAS DE FLUJO (LAS SIGUIENTES 36 HORAS), MEDIDAS A 29°C.

PUESTO QUE HAY 60 ZYMOTIS FUNCIONANDO EN PARALELO, SE REQUIEREN:

$$Q = 1890 \frac{\text{lit}}{\text{lit} \cdot 36 \text{m}} \cdot 50 \text{ZYM} + 10 \text{ZYM} \cdot 945 \frac{\text{lit}}{\text{lit} \cdot 36 \text{m}}$$
$$\dot{Q} = 103950 \frac{\text{lit}}{\text{lit}} \cdot \frac{1 \text{ gal}}{2.7854 \text{ lit}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{60 \text{ min}} = 457.7 \text{ gal/min} \quad 0.39$$

NOTA = EN TODO MOMENTO HAY 10 O MAS ZYMOTIS EN LA FASE 2 AG.

LA PRESION REQUERIDA PARA VENCER LA COLUMNA DE SÓLIDOS ES:  $P_2 = 58.7 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$   
(DATOS PILOTO)

EL BALANCE DE ENERGIA PARA DETERMINAR LA POTENCIA DE LA BOMBA ES DEMASIADO COMPLICADO Y NO SE JUSTIFICA.

SUPONIENDO QUE EL AIRE SE COMPORTA COMO GAS IDEAL (SUFICIENTE DE COMPRESIBLE PARA ESTOS EFECTOS):

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \quad \text{Y} \quad V_1 = V_2 \frac{P_2}{P_1} \cdot \frac{T_1}{T_2}$$

SUSTITUYENDO PARA ENCONTRAR EL GASTO A LA ENTRADA DE LA COMPRESORA (20°C)

$$P_1 = P_{\text{atm}} = 14.7 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} \quad V_1 = 457.7 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \cdot \frac{293 \text{ K}}{302 \text{ K}} \cdot \frac{58.7 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}}{14.7 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}} = 1716 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$
$$T_2 = 302 \text{ K} = 29^\circ \text{C}$$

POR LO TANTO SE REQUIERE UN GASTO  $V_1$  DE 1716 gal/min, a 20°C y PRESION ATMOSFERICA (CONDICIONES DE SUCCION).

PARA OBTENER  $P_2$  A LA ENTRADA DEL ZYMOTIS, SUPONER QUE LA PRESION DE DESCARGA ( $P_3$ ) ES  $60.3 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$ .

TEMPERATURA EN LA DESCARGA, SI LA COMPRESIÓN ES POLITRÓPICA, SERÁ

$$T_3 = T_1 \left( \frac{P_3}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

DONDE  $k = \frac{C_p}{C_v} = 1.395$  PARA EL AIRE. ( $P_{300}$ )

SUSTITUYENDO

$$T_3 = 293 \left( \frac{60.3 \frac{\text{lb}/\text{in}^2}{14.7 \frac{\text{lb}/\text{in}^2}}{14.7 \frac{\text{lb}/\text{in}^2}} \right)^{1.395} = 437^\circ \text{K} = 164^\circ \text{C}$$

SE DEDUCE QUE LA COMPRESIÓN NO PUEDE SER ADIABÁTICA, PUES SE REQUIERE UNA TEMPERATURA DE  $164^\circ \text{C}$  A LA ENTRADA DEL ZYMOTIS. SE TENDRÍA QUE UTILIZAR UN INTERCAMBIADOR DE CALOR, CON UNA GRAN ÁREA DE TRANSFERENCIA, PUES EL EFECTO DEL AIRE SUELE SER POCO EFICIENTE.

DE LO TANTO SE REQUIERE UNA COMPRESORA DE MÚLTIPLES ETAPAS, CON ENFRÍAMIENTO ENTRE ETAPAS. (LAS COMPRESORAS ISOTÉRMICAS REQUIEREN DEMASIADA POTENCIA)

EL PERRY, PARA CALCULAR LA POTENCIA REQUERIDA PARA DICHA COMPRESIÓN:

$$hp = \frac{0.01 N_s Q_1 P_1}{d} \left[ (x+1)^{N_s} - 1 \right]$$

NO DE  $N_s$  = NÚMERO DE ETAPAS

$Q_1$  = GASTO A LAS CONDICIONES DE ENTRADA =  $237 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

$$d = 2.292 \frac{(k-1)}{k} = 0.649$$

$P_1$  = PRESIÓN DE SUCCIÓN.

$$x = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 0.4815 \text{ (PERRY)}$$

UNA ETAPA ( $N_s = 1$ ):  $hp = 0.01 \cdot 1 \cdot \frac{237}{0.649} \left[ (0.4815)^1 - 1 \right] = 25.83$

DOS ETAPAS:  $hp = 0.01 \cdot 2 \cdot \frac{237}{0.649} \left[ (0.4815)^2 - 1 \right] = 23.32$

TRES ETAPAS:  $hp = 0.01 \cdot 3 \cdot \frac{237}{0.649} \left[ (0.4815)^3 - 1 \right] = 22.54$

CUATRO ETAPAS:  $hp = 0.01 \cdot 4 \cdot \frac{237}{0.649} \left[ (0.4815)^4 - 1 \right] = 22.17$

CINCO ETAPAS:  $hp = 0.01 \cdot 5 \cdot \frac{237}{0.649} \left[ (0.4815)^5 - 1 \right] = 21.95$

COMPRESORA MAS BARATA Y QUE MENOS <sup>165</sup> ENERGIA CONSUME ES LA DE MENOR  
NUMERO CALIENTA DEMASIADO EL AIRE.

MEJOR OPCION ES LA COMPRESORA DE DOS ETAPAS, YA QUE ES LA MAS BARATA  
(EL PRECIO AUMENTA CON EL NUMERO DE ETAPAS), Y LOS CAMBIOS INCREMENTALES EN CONSUMO  
M. ENERGETICO NO SON TAN GRANDES, AL AUMENTAR EL NUMERO DE ETAPAS, COMO  
P. A JUSTIFICAR LA INVERSION.

AVIENDO UNA EFICIENCIA DEL 70%.

$$P_{nom} = P_{real} / 0.7 = 33.3 \text{ Hp}$$

)- POTENCIA NOMINAL REQUERIDA ES DE 33.3 Hp. DEBE COMPRARSE LA COMPRESORA  
COMERCIAL DE MENOR CABALLENJE (QUE SEA MAYOR A 33.3 Hp).

COMPRESIÓN DE GASES

Del cálculo de las mediciones de aire en el subvólume, se deducen las siguientes condiciones para la compresión:

$P_{succion} = 14.7 \text{ lb/in}^2$        $T_{succion} = 20^\circ\text{C}$

$P_{descarga} = 31 \text{ lb/in}^2$

FLUJO MASICO DE AIRE       $\dot{w} = 125 \text{ lb/hn}$

A las condiciones de entrada, a partir de la ley del gas ideal:

$$G = 22.4 \frac{\text{ft}^3}{\text{gmol}} \times 132.5 \frac{\text{lb}}{\text{hn}} \times \frac{1 \text{ gmol}}{29 \text{ lb}} = 4545 \frac{\text{ft}^3}{\text{hn}}$$

onde  $G =$  gaseo de aire a  $20^\circ\text{C}$ .

$$G = 4545 \frac{\text{ft}^3}{\text{hn}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{28.3167 \text{ ft}^3} \times \frac{1 \text{ hn}}{60 \text{ min}}$$

$$G = 27.37 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Para una compresión adiabática:

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k}$$

$k = 1.395$  para

Substituyendo

$$T_2 = 293 \text{ K} \left( \frac{31 \text{ lb/in}^2}{14.7 \text{ lb/in}^2} \right)^{0.395/1.395}$$

$$T_2 = 356 \text{ K} = 83^\circ\text{C}$$

El aire calentó considerablemente de  $20^\circ\text{C}$  a  $83^\circ\text{C}$

por lo tanto se puede considerar a partir de lo siguiente se la com (PERRY):

$$hp = 0.06436 Q_1 P_1 \left( \frac{k}{k-1} \right)^{1.67} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{k/k-1} - 1 \right]$$

Resolviendo:

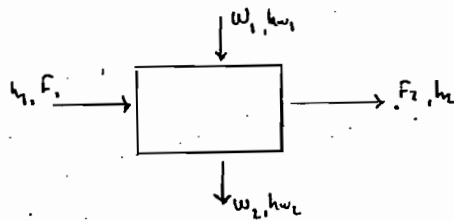
$$hp = 0.06436 \cdot 27.31 \cdot 147 \cdot \frac{1.395}{0.395} \cdot \left[ \left( \frac{31}{147} \right)^{1.395/0.395} - 1 \right]$$
$$hp = 14.57$$

PARA UNA EFICIENCIA DEL 70%.

$$Pot_{mcm} = Pot_{req} / 0.7$$
$$= 14.57 / 0.7$$
$$Pot_{mcm} = 20.8 \text{ Hp}$$

Se requiere una compresora centrífuga (ser las más baratas y más modernas) de potencia nominal mayor a 20.8 Hp. La más pequeña que se pueda encontrar en el mercado.

Calentador de aire para auto clase.



Balace de calor.

$$h_1 F_1 + w_1 h_{w1} = F_2 h_2 + w_2 h_{w2} \quad w_1 = w_2 = w \quad ; \quad F_1 = F_2 = F$$

$$w(h_{w1} - h_{w2}) = F(h_2 - h_1)$$

$h_{w1} - h_{w2}$ .

Calor latente de condensación a condiciones del vapor.  $= \lambda_0 = 945.3$

$$h_1 = c_{H_2O} (T_1 - T_0) + \lambda_0 \gamma_1$$

$$i_2 = T_0$$

$$T_1 = 181.1^\circ C$$

$$h_2 = c_{H_2O} (T_2 - T_0) + \lambda_0 \gamma_2$$

$$\gamma_1 = \gamma_2$$

$$T_2 = T_0 = 26.69^\circ C$$

$$w \lambda_0 = F (-c_{H_2O} (T_1 - T_0))$$

$$h_1 = [0.24 + 0.45 \gamma_1] (181.1 - 26.69) = 20.72 \text{ Btu/lb.}$$

$$w (945.3) = F (20.72)$$

Para  $F = 132.5 \text{ lb/hr}$

$$w = 2.904 \text{ lb/hr.}$$

$$F = 12.91 \text{ lb/hr}$$

$$w = 0.273 \text{ lb/hr.}$$

Bomba para Zymotis.

Esta bomba se utiliza para mantener la temperatura deseada en las fermentaciones. La bomba opera bajo cargas de presión debidas a reducciones en el diametro de los tubos y a expansiones de los mismos.

Un fermentador similar (celibico) utiliza un boiler que mantiene un flujo de 5.5 l/min, con la cual se cubre o calienta el fermentador de 20 kg.

El zymotis que utilizamos es de 50 kg, pero esta se reparte en sistemas separados de 2 a 5 kg dentro del zymotis, así que estimamos, que nuestro fermentador podría comportarse de manera similar al anterior, esto a falta de datos. El problema anterior se podría resolver con una balance de calor, pero no tenemos datos de calor metabolico generado por el microorganismo, ni el calor necesario para procesar el crecimiento.

$$\text{Para } 50 \text{ kg, estimamos } \frac{0.5 \text{ l/min}}{10 \text{ kg}} = 2.5 \text{ l/min.}$$

Si necesitamos 2.5 l/min para 1 zymotis:

$$\text{Para } 60 \text{ } \Rightarrow 2.5 \times 60 = 150 \text{ l/min.} = 39.68 \text{ Gal/min.}$$

Donde la carga a vencer es debida a reducciones y expansiones de tuberia, estimamos una carga de 30 ft o 30 lb ft/min. a 35 lb ft/min. La cual superara es suficiente para mantener ese flujo por todos los fermentadores.

Con estos datos un poco arbitrarios obtenimos una potencia en base a graficas (Perry). Carga vs Flujo donde se estima la potencia necesaria para estas condiciones, asi como de la eficiencia

$$\text{De graficas. } P = 1 \text{ hp } \eta = 80\%$$

$$P_{\text{real}} = 1 / .8 = 1.25 \text{ hp.}$$



T-05-042 170  
 16.11.11 (11/11/11)

PROBLEMA DE GEOMETRÍA  
 PROBLEMA DE GEOMETRÍA  
 Datos:  $2.0 \text{ m} \times 0.025 \text{ m} = 0.05 \text{ m}^2$   
 Area total:  $0.025 \text{ m}^2 \times \frac{1 \text{ m}^2}{0.025 \text{ m}^2} = 2.1647 \text{ m}^2$

Dimensiones del tanque  
 - Geometría recomendada:

$$\frac{H}{D} = 1 \Rightarrow H = D$$

$$V_{\text{tanque}} = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^3}{4} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4V_{\text{tanque}}}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4(5 \text{ m}^3)}{\pi}} = 1.85 \text{ m} \Rightarrow H = 1.85 \text{ m}$$

Suponer que el tanque se llena al 90% de su capacidad.

$$V_{\text{req.}} = 5 \text{ m}^3 \left( \frac{90\%}{100\%} \right) = 4.5 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{tanque}} = \frac{\pi D^2 H}{4} \Rightarrow H = \frac{4V_{\text{tanque}}}{\pi D^2} = \frac{4(4.5 \text{ m}^3)}{\pi (1.85 \text{ m})^2} = 2.0 \text{ m}$$

Suponemos que el tanque se llena en 30 minutos.

$$FLUJO = Q = \frac{5 \text{ m}^3}{30 \text{ min}} = 0.166 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \left| \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right. = 2.76 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

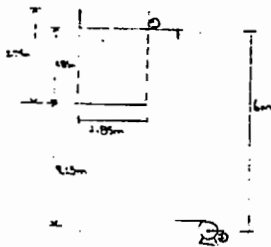


Diagrama del tanque (dimensiones)

Ecuación de flujo:

$$A \left( \frac{V}{2g} \right) = 12.0 \text{ m}^2 - 1.7V = 0 - 1.7V - 12$$

$$A = 6 \text{ m}$$

Suponemos que la presión en la salida de la bomba es igual a  $P_{\text{atm}}$

$$P_2 = P_{\text{atm}}$$

$$V_2 = V_1 = \frac{1}{0.025} = 0.025 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (\text{flujo incompresible isentrópico})$$

Usando la ecuación de Bernoulli, considerando que la velocidad en la entrada tiende a cero.

1.0 m ...

-V<sub>1</sub> = 2.2  $\frac{g}{s^2}$  ...

$$\Sigma F = \frac{\rho \bar{v}^2 (zL)}{2g_c D}$$

$$= 0.010 \Sigma F$$

20000 1/2 = 30 (torque de ...)

$$L = 30(3)^2 \cdot 0.0005 = 30(0.025m)(z) = 3.15m$$

liberado ...

$$\Sigma L = 6m + 3.15m = 9.15m$$

$$\bar{v} = \frac{Q}{A} = \frac{2.76 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{s}}{2.164 \times 10^3 \text{ m}^2} = 1.27 \text{ m/s}$$

$$F = f (W_{fl}, \epsilon/D)$$

$$W_{fl} = \frac{\rho \bar{v}^3 D^5}{(0.001 \cdot g \cdot m/s^2)} = 6.6675 \times 10^4$$

$\frac{f}{D} = 0.0007$  para tubería con ...

$$\text{Con } W_{fl} \text{ y } \frac{f}{D} \Rightarrow f = 0.0225 \text{ (operaciones unitarias, 10.2)}$$

$$\Sigma F = \frac{\rho \bar{v}^2 (zL)}{2g_c D} = \frac{(0.0225)(1.27 \text{ m/s})^2 (9.15 \text{ m})}{2 \cdot (9.8 \text{ kg m} / \text{kg s}^2) (0.0525 \text{ m})} = 0.3226 \text{ m}^2 \cdot \text{kg} / \text{s}^2$$

$$-W_f' = \Delta z g/g_c + \Sigma F$$

$$-W_f' = \frac{6m(9.8 \text{ m/s}^2)}{(9.8 \text{ kg m} / \text{kg s}^2)} + 0.3226 \text{ kg m} / \text{s}^2$$

$$\text{POTENCIA} = (6.3226 \text{ kg m} / \text{s}^2)(1.27 \text{ m/s})(1000 \text{ kg/m}^3)(2.164 \times 10^3 \text{ m}^2) = 17.37 \text{ kg m}^3/\text{s}$$

suponiendo eficiencia motor-bomba = 60%

$$\text{POTENCIA REAL} = 17.37 \text{ kg m}^3/\text{s} \cdot \frac{1 \text{ HP}}{70.32 \text{ kg m}^3/\text{s}} \cdot \frac{1}{0.60} = \boxed{0.38 \text{ HP}}$$

ENTONCES SE REQUIERE UNA BOMBA CENTRIFUGA DE 0.5 HP, QUE ES EL TAMAÑO COMERCIAL QUE LE SIGUE.

COMPRESOR PARA BOTELLAS DE ESTERILIZACION

Cada botella requiere de 75 lit/lit de aire, medidos a 20°C y presión atmosférica.

Puesto que 42 botellas <sup>5</sup> requieren el mismo tiempo en paralelo =

$$Q_1 = 75 \frac{\text{lit}}{\text{lit bot}} \cdot 42 \text{ bot} = 5400 \text{ lit/lit}$$

$$Q_1 = 5400 \frac{\text{lit}}{\text{lit}} \cdot \frac{1 \text{ lit}^3}{28.316} \cdot \frac{1 \text{ lit}}{66 \text{ mm}} = 3.18 \text{ lit}^3/\text{lit}$$

El aire se requiere a presión atmosférica.

Un balance de energía para determinar cuánto son perdidas por fricción de tuberías y es necesario, pero es necesario. El trabajo puede ser hecho por una compresora centrífuga estándar.

Para este caso, se eligió de un colélogo (COEF. PAZMER), una compresora de 3/4 de Hp, con carcasa de acero, y una potencia nominal de 3 de Hp.

Para un gasto de  $3.18 \text{ lit}^3/\text{min}$ , la potencia se calcula con la siguiente fórmula, del Peuy, para compresión a la práctica:

$$hp = 0.00436 Q_1 P_1 \left( \frac{k}{k-1} \right) x$$

donde  $x = 0.12159$ , de las tablas del Peuy

$$hp = 0.00436 \cdot 3.18 \cdot 14.7 \cdot 0.12159 = 0.248$$

11.70%

Hp = 0.356

... de la Compañía de ...

PRENSA HIDRÁULICA

PARA CALCULAR ESTE EQUIPO HAY QUE CONSIDERAR QUE EL MATERIAL A PRENSAR SE COMPORTA COMO SI FUERA PUÑO BABAZO

EL CRITERIO USADO PARA EL CÁLCULO DE ESTE EQUIPO FUE EL DE MANTENER CONSTANTE LA RELACIÓN DE COMPRESIÓN

$$C = h/H \quad \begin{array}{l} h: \text{ALTURA FINAL} \\ H: \text{ALTURA INICIAL} \end{array}$$

SEGÚN LOS DATOS DE EXPERIMENTOS HECHOS EN LOS LABORATORIOS DEL DEPARTAMENTO DE BIOTECNOLOGÍA DE LA UAM-I EN DONDE SE UTILIZÓ UNA PRENSA DE 6.4 cm DE DIÁMETRO, 12 cm DE ALTURA Y 30 gr DE BAGAJO FERMENTADO (DATOS PROPORCIONADOS POR LA O.F.B. MA DEL REFUGIO TRESO) SIENDO LA ALTURA FINAL DEL BAGAJO DE 0.3 cm.

SI LA DENSIDAD DE LA MEZCLA  $\rho = 500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$  ENTONCES EL VOLUMEN OCUPADO FUE DE

$$V = \frac{30 \text{ g}}{500 \text{ kg}} \cdot \frac{\text{m}^3}{10^3 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} \cdot 10^6 \text{ cm}^3 = 60 \text{ cm}^3$$

ENTONCES LA ALTURA FUE:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H$$

$$H = 4V / \pi D^2 = 1.87 \text{ cm}$$

$$h = 0.3 \text{ cm}$$

ENTONCES

$$C = \frac{0.3}{1.87} = 0.16$$

DEBIDO DE LAS TABLAS DE NOEL DEER (HUGOT E, 1960) ENCONTRAMOS QUE A ESA C LE CORRESPONDE UNA  $n=3$ , DEBIDO LA PRESIÓN QUE SE EJERCIÓ FUE DE

$$P = \frac{70}{(100)^n} = 16.8 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 240.3 \text{ PSIG}$$

SI MANTENEMOS LA MISMA C EN NUESTRA PRENSA ENTONCES QUE LA PRESIÓN ES LA MISMA.

A RELACIÓN ALTURA - DIÁMETRO DE LA PRENSA DE MEC. MATERIAL DE APLICACIÓN DEL 2. SI MANTENEMOS ESTA RELACIÓN CON S-

TABLA - TIEMPOS DE TRABAJO ALTERNATIVO PARA UN 500, 250 O 100 kg DE TRABAJO LAS SIGUIENTES DIMENSIONES.

TIEMPO	500 kg	D = 0.86 m	H = 1.72 m	A = 0.58 m <sup>2</sup>
	250 kg	D = 0.683 m	H = 1.36 m	A = 0.37 m <sup>2</sup>
	100 kg	D = 0.5 m	H = 1 m	A = 0.196 m <sup>2</sup>

$$\text{LUEGO } L = H - h \quad \text{y} \quad C = h/H$$

$$\Rightarrow h = CH$$

ENTONCES

$$L = (1 - C)H = (1 - 0.16)H = 0.84H$$

$$L_{500} = 1.45 \text{ m}$$

$$L_{250} = 1.14 \text{ m}$$

$$L_{100} = 0.84 \text{ m}$$

Y LA FUERZA Y TRABAJO PARA ESTE EQUIPO ES:

$$F = P \cdot A$$

$$W = F \cdot L$$

PARA

500 kg	$F = 97,440 \text{ kg}$	$W = 140,781.3 \text{ kg} \cdot \text{m}$
250 kg	$F = 62,160 \text{ kg}$	$W = 71,011.6 \text{ kg} \cdot \text{m}$
100 kg	$F = 32,920 \text{ kg}$	$W = 27,652.8 \text{ kg} \cdot \text{m}$

SI SUPONEMOS QUE NOS TARDAMOS 2.5 min (150 s) POR CADA PERIODO DE PROCESADO, ENTONCES PODEMOS CALCULAR LA POTENCIA

$$P = W/t$$

$$500 \text{ kg} \quad P = 938.5 \text{ kg} \cdot \text{m/s} = 12.34 \text{ Hp}$$

$$250 \text{ kg} \quad P = 473.4 \text{ kg} \cdot \text{m/s} = 6.23 \text{ Hp}$$

$$100 \text{ kg} \quad P = 184.4 \text{ kg} \cdot \text{m/s} = 2.42 \text{ Hp}$$

$$\text{SI: } \eta = 60\%$$

$$500 \text{ kg} \quad P = 20.56 \text{ Hp} \sim 21 \text{ Hp}$$

$$250 \text{ kg} \quad P = 10.38 \text{ Hp} \sim 11 \text{ Hp}$$

$$100 \text{ kg} \quad P = 4.03 \text{ Hp} \sim 5 \text{ Hp}$$

DEL "MÓDULO DE INGENIERIA TECNICA" PARA EL PROCESO MECANICA DE 300 PISG; EL EXPLICANTE ES DE 0.95 Y EL C. TO POR DIFERENCIA  $4/100 = 3600$

$\frac{A}{F_L}$ 

500 kg

$$A = 6.24 \text{ ft}^2$$

$$F_L = 5.5$$

$$\$_{1968} = \$ 9,300$$

250 kg

$$A = 3.98 \text{ ft}^2$$

$$F_L = 3.7$$

$$\$_{1968} = \$ 13,320$$

100 kg

$$A = 2.12 \text{ ft}^2$$

$$F_L = 2.7$$

$$\$_{1968} = \$ 9,700$$

EN BASE A LO ANTERIOR SE EJECIÓ LA SEGUNDA OPCIÓN (250 kg) PORQUE EN COMPARACIÓN CON LA PRIMERA, CONSUME CASI LA MISMA CANTIDAD DE ENERGÍA, UN POCO MÁS DE HANCO DE OBRA, PERO LA INVERSIÓN ES MUCHO MENOR. EN RELACIÓN CON LA TERCERA OPCIÓN GASTA MUCHO MENOS HANCO DE OBRA (2.5 VECES MENOS) Y EL CONSUMO DE ENERGÍA ES MENOR; ADICIONALMENTE NUESTRA INVERSIÓN ES UN POCO MAYOR (AUMENTO DE FORMA CONSIDERABLE).

ENTONCES LLEVAMOS NUESTROS COSTOS A VALOR TOTAL

$$\$_{1997} = \$ 13,320 \left( \frac{855.4}{2731} \right) = \$ 41,720.7$$

$$\sim \$ 41,721$$

## TANQUE RECOLECTOR

SE OBTIENEN 580 Lts. DE JUGO DESPUES DEL PARCHADO. POR LO QUE SE NECESITA UN TANQUE DE ACERO INOX 304 PARA RECOLECTAR ESTE JUGO.

VAMOS A SUPONER QUE 580 Lts ES EL 90% DE LA CAPACIDAD NOMINAL; ENTONCES TENDREMOS UN TANQUE DE

$$580 \text{ Lts} \longrightarrow 90\%$$

$$x \longrightarrow 100\%$$

$$x = 645 \text{ Lts.} = 0.645 \text{ m}^3 = 170 \text{ gal}$$

SI CONSIDERAMOS QUE LA GEOMETRÍA RECOMENDADA PARA TANQUES ES LA MISMA QUE PARA TANQUES AGITADOS TENEMOS QUE:

$$\frac{H}{D} = 1$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H$$

$$V = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi}\right)^{1/3}$$

$$D = \left[\frac{4 * 0.645 \text{ m}^3}{\pi}\right]^{1/3}$$

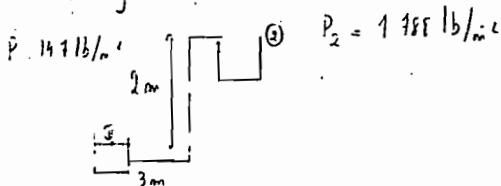
$$D = 0.94 \text{ m}$$

$$y \quad H = 0.94 \text{ m}$$

ESTE TANQUE TIENE UNA MAYA QUE SEPARARÁ LOS PROBABLES SÓLIDOS QUE LLEGAN CON LOS JUGOS DE LA PRENSA.

ESQUEMA PARA LABORATORIO DE AGUA

Calcular el trabajo de la bomba:



La bomba de agua bombea 580 Pt de agua comenada en una hora.  
El balance se hace entre los puntos 1 y 2.

Para estimar la densidad y viscosidad de la solución, se hizo un  
medicamento en el laboratorio para un solución al 4.7% de  $\alpha$ -  
amylasa. Los resultados fueron los siguientes:

$$\rho = \rho_{H_2O} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1.75 \text{ cp} = 0.00175 \text{ kg/m}\cdot\text{s}$$

Suponemos que el fluido tiene un comportamiento newtoniano.  
Balance de energía:

$$\Delta Z \frac{\rho}{g_c} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q \cdot W_p \cdot \xi$$

$$\Delta Z = 2 \text{ m}$$

$$\Delta Z \frac{\rho}{g_c} = 2 \text{ m} \cdot \frac{9.8 \text{ m/s}^2}{9.8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 2 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kg}}$$



$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = \text{Energía cinética.}$$

178

$$W_{ke} = \frac{D \bar{v} f}{\mu}$$

Superficie de un diámetro de Yu. S. de 0.02092 m (tubería de 3/4 de pulgada, 1.315 pulgadas, cada 40, acero comercial), y  $v_1 = 0 =$

$$\bar{v} = v_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{0.580 \text{ m}^3 / 3600 \text{ seg}}{\pi \cdot (0.02092)^2 / 4 \text{ m}^2} = \frac{1.61 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{seg}}{3.44 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2} = 0.468 \text{ m/s}$$

$$W_{ke} = \frac{D \bar{v} f}{\mu} = (0.02092 \text{ m}) \cdot (0.468 \text{ m/s}) \cdot (1000 \text{ kg/m}^3) / (0.00175 \text{ kg/m.s})$$

$$W_{ke} = 5594.6$$

Se deduce que el flujo es turbulento, por lo que  $\alpha = 0.5$

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = \frac{(0.468)^2 \text{ m}^2}{2 \cdot 0.5 \cdot 9.8 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kg} \cdot \text{s}^2}} = 0.02235 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kg}}$$

Caida de presión

$$P_2 = 1.788 \text{ lb/m}^2$$

$$P_1 = 14.696 \text{ lb/m}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{(-1.788 - 14.696) \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = \frac{10000 \text{ kg/m}^2}{14.21 \text{ lb/m}^2}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = -9.08 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{s}}$$

Este término es negativo porque en el evaporador hay un vacío de 12.88 lb/m<sup>2</sup>

Nota. Se supone que la altura de Qi se mantiene constante, para simplificar.

Posición de la cámara:

179

$$\varepsilon F = \frac{\rho \cdot L^2 \cdot \omega^2}{2g_c D}$$

De las tablas del Faust, para vueltas de acero:  $\epsilon/D = 0.001$

El factor de fricción de Fanning, fricción del  $N_{re}$  y de  $\epsilon/D$ , se obtiene de las gráficas, del Faust:  $f = 0.039$ .

Se supuso que la tubería tenía 2 codos de  $90^\circ$ .

El Faust:  $\frac{L'}{D} = 30$  y  $L' = 30D = 30(0.02092 \text{ m}) = 0.6276 \text{ m}$

Como que hay 2 codos  $L = 2L' = 2 \cdot 0.6276 \text{ m} = 1.2552 \text{ m}$

Para entradas y salidas hacemos los calculos, de un programa del Faust:

$$L = f(D, k) \quad \begin{array}{l} k = 0.23 \quad \text{y} \quad L = 0.152 \text{ m} \quad \text{para entradas} \\ k = 1 \quad \quad \quad \text{y} \quad L = 0.45 \text{ m} \quad \quad \quad \text{para salidas} \end{array}$$

$$\varepsilon L = 1.2552 \text{ m} + 0.152 \text{ m} + 0.45 \text{ m} + 5 \text{ m} = 6.86 \text{ m}$$

$$\varepsilon F = \frac{(0.039) \cdot (0.466 \text{ m/s})^2 \cdot (6.86 \text{ m})}{2 \cdot \frac{9.8 \text{ Kg} \cdot \text{m}}{\text{Kg} \cdot \text{s}^2} + (0.02092 \text{ m})} = 0.143 \text{ Kg} \cdot \text{m} / \text{Kg}$$

Finalmente,

$$-W_j = (2 + 0.62235 - 9.01 + 0.143) = -6.91 \vec{W}_j \text{ m/kg}$$

Como puede verse, el flujo de agua de la bomba sale a 6.91 m/s. Esto significa que el fluido hace flujo sobre la bomba. Esto se debe al hecho de evaporación. En realidad, la bomba se va a mover con un flujo tres veces mayor, lo cual no se refleja en el balance. Es decir, que no se necesita bomba.

Sin embargo, la alimentación al evaporador debe ser constante.

Esto solo puede hacerse con una bomba y una válvula de control.

El flujo que bombea la bomba es 3.2 l/min.

- Para este fin se selecciona una bomba del catálogo Cole Palmer
- con las siguientes especificaciones.

Bomba de Pumps Metaling. Flujo regulable hasta 55 gal/min.

NOTA. El catálogo Cole Palmer es para equipo de laboratorio.

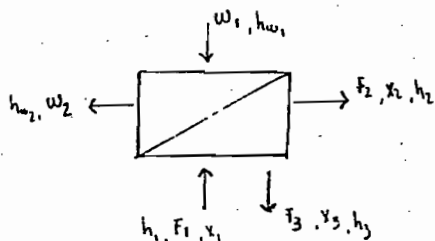
## Evaporador y Equipo Accesorio

El evaporador se ha seleccionado en base a las necesidades del secador. Esto es, para aumentar el rendimiento térmico del secado, ya que es ventajoso espesar el líquido por evaporación, para disminuir los tiempos de residencia en el secador y evitar pérdidas en compuestos termolábiles. (McCabe).

La concentración de la solución, después del prensado y filtrado, es de 0.041 kg de sólido seco / l de agua. Aquí el 95.3% corresponde al agua, que para fines prácticos tomaremos la densidad de la solución semejante a la densidad del agua.

El flujo proveniente del prensado es de 1276 lb, el cual evaporaremos en 3 hr hasta obtener un 20% de sólidos en el flujo de salida, el cual no representa muchas dificultades para nuestros objetivos en el secador por aspersión.

El balance de materiales en el evaporador es:



$$F_1 + W_1 = F_2 + F_3 + W_2$$

$$W_1 = W_2$$

$$F_1 = F_2 + F_3$$

$w_1 - w_2$  . Flujos de vapor y condensados a la salida y entrada al evaporador lb/hr.

$F_1$  . Flujo de solución al 4.7% de sólidos lb/hr

$F_2$  . Flujo de vapor lb/hr

$F_3$  . Solución residual a 20% w/hr.

Balance para los componentes sólidos

$$x_1 F_1 = x_2 F_2 + x_3 F_3$$

$$x_1 F_1 = x_3 F_3$$

$x_1, x_2, x_3$ . Fracción P/P del componente sólido a la entrada y salida de los flujos.

Sustituyendo.

$$x_1 = 0.047$$

donde

$$x_3 = 0.2$$

$$(0.047 \times 425.3) = 0.2 F_3$$

$$F_3 = ?$$

$$F_3 = (0.047 \times 425.3) / 0.2$$

$$F_1 = 425.3 \text{ lb/hr}$$

$$F_3 = 99.94 \text{ lb/hr}$$

Balance de energía en el evaporador.

$$F_1 h_1 + W_1 h_{w1} = W_2 h_{w2} + F_2 h_2 + F_3 h_3$$

$$W_1 = W_2 = W$$

$$W(h_{w1} - h_{w2}) = F_2 [C_{p2}(\bar{T}_2 - \bar{T}_0) + \lambda_p] + F_3 [C_{p3}(\bar{T}_3 - \bar{T}_0)] - F_1 [C_{p1}(\bar{T}_1 - \bar{T}_0)]$$

$h_{w1} - h_{w2} = \lambda_0$  = Calor latente a condiciones del vapor.

$$\bar{T}_3 = \bar{T}_0 = \bar{T}_2 = 112^\circ\text{F}$$

La solución de enzimas es sensible al calor, y por tanto pierde actividad a temperaturas mayores a  $40^\circ\text{F}$ , por lo que la evaporación debe realizarse a temperaturas inferiores (Wang).

Se recomienda una evaporación a  $112^\circ\text{F}$ , la cual es el punto de ebullición (Wang). Para asegurarnos de una evaporación a  $112^\circ\text{F}$  el evaporador debe contar con un sistema de control de presión, que nos permita una

$h_1, h_2, h_3$ . Entalpías de los flujos a la entrada y salida del evaporador ( $\text{BTU/lb}$ )

$h_{w1}$ . Entalpía del vapor saturado a la presión disponible ( $\text{BTU/lb}$ )

$h_{w2}$ . Entalpía de líquido saturado a la presión disponible ( $\text{BTU/lb}$ )

$\bar{T}_1, \bar{T}_2, \bar{T}_3$ . Temperaturas a la entrada y salida del evaporador ( $^\circ\text{F}$ )

$C_{p1}, C_{p2}, C_{p3}$ . Calores específicos ( $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ ) a entrada y salida del evaporador

$\lambda_p$ . Calor latente del líquido ( $\text{BTU/lb}$ ) a temperatura de evaporación

$\bar{T}_0$ . Temperatura de referencia ( $^\circ\text{F}$ )

presión de vacío para evaporar a  $122^{\circ}\text{F}$ . La solución con un 20% de sólidos aumenta en aproximadamente  $2^{\circ}\text{F}$  la temperatura de ebullición de la solución. Este criterio fue obtenido del pto de ebullición de diversas soluciones orgánicas e inorgánicas con una concentración del 20% de sólidos, las cuales aumentan en promedio  $2^{\circ}\text{F}$  sus soluciones (Glicerol, Ac. cítrico, Sacarosa, (Harrison) (Ferry)

Si queremos tener un pto. de ebullición de  $122^{\circ}\text{F}$ , entonces de tablas de vapor (Hummelblau) buscamos la presión necesaria para obtener una ebullición a  $118.9^{\circ}\text{F}$  (tomando en cuenta el aumento de temperatura que cabe al concentrarse el 20%).

La presión de vapor a  $118.9^{\circ}\text{F}$  es  $1.6 \text{ lb}/\text{in}^2$  (psia) por lo tanto necesitamos un vacío de  $P_{\text{vacio}} = -P_{\text{atm}} + P_{\text{evap}}$ .

$$P_{\text{vacio}} = -14.7 + 1.6 = -13.1 \text{ lb}/\text{in}^2 \text{ de vacío.}$$

La capacidad calórica para sólidos, en general, cae en un rango de  $0.2 - 0.9 \text{ BTU}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$ , un promedio de este rango nos da  $0.3 \text{ BTU}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$  para la enzima (Ferry) por lo tanto

$$C_{p1} = X_1 C_{pS} + Y_1 C_{pL} = 0.047 [0.3] + 0.953 [1] = 0.967 \text{ BTU}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$$

El coeficiente de conducción para el vapor a  $3^{\circ}$  psia. (Hummelblau)

$$\lambda_0 = 995.3 \text{ BTU}/\text{lb}$$

el de vaporización a  $122^{\circ}\text{F}$  es:

$$\lambda_p = 1024.1 \text{ BTU}/\text{lb}$$

$T_1, T_2 = T_0$   $\therefore \lambda_0 = h_{w1} - h_{w2}$ ,  $T_2, T_3$  - Temperaturas de sólidos en vapores a la

temperatura de referencia  $T_0$ .

$$W \lambda_0 = F_2 [C_{p2} (T_2 - T_0) + \lambda_p] + F_3 [C_{p3} (T_3 - T_0)] - F_1 [C_{p1} (T_1 - T_0)].$$

$$W \lambda_0 = F_2 \lambda_p - F_1 [C_{p1} (T_1 - T_0)]$$

Sustituyendo:

$$W(945.3) = 3253(7049.1) - 925.3 [0.967(68 - 122)]$$

$$W(945.3) = 333201.18 + 22208.31$$

$$W(945.3) = 355409.49$$

$$W = 375.97 \text{ lb/hr}$$

$$W \lambda_w = U A (\Delta T)$$

Para evaporadores verticales de tubo largo, los cuales son útiles para materiales termolábiles y los tiempos de retención son cortos lo que favorece la conservación de la enzima, operan con coeficientes de transferencia de 10-500 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F (Foust). Para nosotros un coeficiente promedio de 600 BTU/hr °F, resulta un valor muy aceptable para la evaporación de productos termolábiles (Foust).

$$(375.97)(945.3) = (600) A (122 - 68)$$

$$A = \frac{355409.49}{32900} = 10.969 \text{ ft}^2 \quad \left[ = \frac{375 \text{ lb/hr}}{\frac{600 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{122 - 68}} = \text{ft}^2 \right]$$

Equipo accesorio.

Para mantener el vacío dentro del evaporador se necesita un eyector o una bomba de vacío rotatoria o de movimiento alternativo.

Las bombas son muy grandes, ocupan mucho espacio, el mantenimiento es alto por la gran cantidad de piezas móviles que las forman y los costos de instalación también son altos. (Foust, Perry).

El eyector tiene un costo de instalación bajo, poco mantenimiento y fáciles de manejar. El eyector sin duda las necesidades de vacío en la concentración de la enzima, fuerte y con la capacidad de utilizar 2 eyectores.

res, pero en nuestro proceso, uno es suficiente para alcanzar el vacío necesario ( $P_{\text{req}}$ ). El ejector necesita un condensador para el vapor que entra al vacío en el evaporador. Los condensadores de contacto directo son los más utilizados en estos casos y el más común de estos es el condensador barométrico. Estos son pocos costosos y resultan económicos en lo referente al consumo de vapor.

Ejector:

La presión disponible de vapor es:  $30 \text{ psia} = P_{\text{0a}}$

La " de descarga es:  $19.7 \text{ psia} = P_{\text{03}}$

La " " succión es:  $1.6 \text{ psia} = P_{\text{0b}}$

$$\text{razón: } P_{\text{03}} / P_{\text{0b}} = 9.18 \quad ; \quad P_{\text{0b}} / P_{\text{0a}} = 0.053$$

Gráficas (Perry)

Estas relaciones nos dan un pto en la gráfica de curvas típicas de áreas.

La cual es:

$$A / A_c = 5$$

$A_c$  = Área de transmisión de descarga del vapor

En las mismas gráficas se obtiene la razón de flujo del fluido desplazado entre el flujo de vapor desplazado ( $w_{\text{0b}} / w_{\text{0a}}$ ).

$A$  = Área de transmisión de entrada el vapor a desplazar.

$$w_{\text{0b}} / w_{\text{0a}} = 0.56 \text{ lb de vapor desplazado / lb de vapor desplazante}$$

La corrección para la razón de flujos se hace mediante las temperaturas ( $T_{\text{0a}}, T_{\text{0b}}$ ) y pesos moleculares de cada fluido ( $M_{\text{0b}}, M_{\text{0a}}$ ), donde

$$\left( \text{correción} = \left( \frac{T_{\text{0a}}}{T_{\text{0b}}} \right)^{0.5} \cdot \frac{M_{\text{0b}}}{M_{\text{0a}}} \right)$$

$$w_{\text{0b}} / w_{\text{0a}} = 0.56 \cdot \left( \frac{T_{\text{0a}}}{T_{\text{0b}}} \right)^{0.5} \cdot \frac{M_{\text{0b}}}{M_{\text{0a}}}$$



$$T_{2a} = \text{temperatura de salida supercalentado} = 250^\circ\text{F}$$

$$T_{0b} = \text{" " " " " que es desplazado} = 122^\circ\text{F}$$

$$\left( \frac{w_{0a}}{w_{0b}} \right)_c = 0.56 \sqrt{\frac{(250) 18}{(122) 98}} = 0.81$$

$$\text{Si } w_{0b} = 325.3 \text{ lb/hr} \quad \therefore \quad w_{0a} = \frac{325.3 \text{ lb/hr}}{0.81} = 401.6 \text{ lb/hr}$$

Libras de vapor necesarias para crear un socio de  $13.1 \text{ lb/}^{\circ}\text{F}$  en el evaporador.

### Condensador.

La razón de consumo de agua al vapor a condensar se puede determinar mediante la ec. siguiente:

$$\text{Flujo de Agua} / \text{Flujo de Vapor} = \frac{H_v - (t_2 - 32)}{(T_2 - T_1)} \quad (\text{Pony})$$

$T_1, T_2$  - Temperaturas de entrada y salida del condensador ( $^{\circ}\text{F}$ )

$H_v$  - Entalpía del vapor (BTU/lb).

La temperatura para la entrada al condensador la estimamos de la salida del evaporador.  $\dot{m}_2 C_p (T_0 - t_1) = \dot{m}_3 C_p (T_1 - t_2)$ .

de la  $T_0 = 192.7^\circ\text{F}$  a la entrada al condensador =  $T_1$

$$T_2 = 68^\circ\text{F}$$

$$\text{De } \text{libras } ( ) \text{ hr} = 970.3 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Flujo de Agua} / \text{Flujo de Vapor} = \frac{970.3 - (68 - 32)}{(192.7 - 68)} = 7.49$$

DEBERIA SER DE ACERO O BLOQUE DE CEMENTO

$$\frac{H_c}{D_c} = 1$$

$$V_{orU} = 0.2 \text{ m}^3$$

$$V_{orU} = \frac{\pi D_c^2 H_c}{4} \quad \text{or } H_c = D_c$$

$$V_{orU} = \frac{\pi D_c^3}{4}$$

$$D_c = \sqrt[3]{\frac{4 V_{orU}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 (0.2 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D_c = 0.2546 \text{ m} \Rightarrow H_c = 0.2546 \text{ m}$$

Si el tanque se llena al 90% de su capacidad:

$$V_{travese} = V_t = V_{orU} \left( \frac{100\%}{90\%} \right) = 0.2 \text{ m}^3 \left( \frac{100\%}{90\%} \right) = 0.222 \text{ m}^3 \quad \frac{4.329 \times 10^{-3} \text{ Sol}}{1.637 \times 10^{-2} \text{ m}^3} = 59.6360$$

$$V_t = \frac{\pi D_c^2 H_t}{4}$$

$$H_t = \frac{4 V_t}{D_c^2 \pi} = \frac{4 (0.222 \text{ m}^3)}{(0.2546 \text{ m})^2 \pi}$$

$$H_t = 4.36 \text{ m}$$

EL TANQUE DEBERA SER DE ACERO O BLOQUE DE CEMENTO, PUES ESTARA CIRCUNFERENCIAL CON UNA SOLUCION SALINA.

Bomba de Secador por aspiración

La bomba utilizada es muy pequeña, ya que maneja un flujo muy pequeño a una presión suficiente para vencer la altura de entrada al secador.

La altura a vencer es de 4.8 m, altura del secador, el largo del tubo se estima en 4m de la bomba, y la salida. Un supuesto de 1 cm en la tubería es suficiente esto es estimado en base al flujo pequeño que maneja la bomba.

Para el cálculo de la bomba.

$$W = \frac{\rho}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{(\bar{v}_2^2 - \bar{v}_1^2)}{2g_c} + \Sigma f + \frac{P_2 - P_1}{\rho g_c} \quad (\text{Farras})$$

$z_1 = 0$        $z_2 = 5.9 \text{ H}$

$g = \text{asistencia: la gravedad} = 11/2$

$v_1 = 0$        $\bar{v}_2 = ?$

$g_c$  factor de conversión  $\frac{16m}{18}$

$\Delta P = 0$        $x = 0.5$  flujo laminar

1 flujo turbulento

$\Sigma f = f(N_R, \epsilon) = ?$

$$W = \frac{\rho}{g_c} z_2 + \frac{\bar{v}_2^2}{2g_c} + \Sigma f.$$

$$A_c = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (0.032 \text{ H})^2}{4} = 0.000815 \text{ H}^2$$

$e = \text{solución} = \text{agua}$

$$Q = 49.975 \text{ lb/hr} = \frac{11^3}{62.31} \text{ lb} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 0.00022 \text{ H}^3/\text{s}$$

$$\bar{v}_2 = Q/A_c = \frac{0.00022 \text{ H}^3/\text{s}}{0.000815 \text{ H}^2} = 0.267 \text{ H/s}$$

Para calcular  $\Sigma f$ .

$$\Sigma f = \frac{4f \bar{v}^2 L}{2 \times D}$$

$f = \text{factor de flujo turbulento}$

El No Qc

$$- \quad H_0 Q_c = \frac{V_E D}{\mu} \quad (\text{Fines})$$

$$= \frac{(0.207 \text{ H/s})(67.34 \text{ in}^2/\text{H}^2)(2.037 \text{ H})}{4.15 \times 10^{-3} \text{ in}^2/\text{H}} = 128.34$$

$$L = 1 \text{ m} = 13.12 \text{ H}$$

$$\mu = 6.2 \text{ cp} \times 10^{-3} \frac{\text{lb}}{\text{H}}$$

$$\mu = 9.15 \frac{\text{lb}}{\text{H}} \times 10^{-3} \quad (\text{ca. } 10^{-3})$$

128.34 es el flujo ca (lpm) bombeado (lpm).

$$q_f = 69/\mu = 69/128.34 = 0.537$$

$$\Sigma f = \frac{(0.537)(0.267 \frac{\text{H}}{\text{s}})^2 (13.12 \text{ H})}{2(32.0 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{H})(0.032 \text{ H})} = 0.122 \frac{\text{H}}{\text{lbm}}$$

$\alpha = 0.5$

$$W = 9/32 (5.9 \text{ H}) + \frac{(0.267 \text{ H})^2}{2(32.0 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{H})(0.5)} + \frac{0.122 \text{ H}}{\text{lbm}}$$

$$w = 6.13 \frac{\text{H}}{\text{lbm}}$$

Para calcular la potencia hidraulica de la bomba se utiliza,

$$h_{p\text{hidraulica}} = H_0 Q / 3960$$

$$w = H_0 \text{ carga dinamica} \cdot H \frac{\text{H}}{\text{lbm}} / \text{lbm}$$

o densidad relativa (1)

$$Q = 0.0022 \text{ H/s} \cdot 94.6 \text{ gal/H} = 0.104 \text{ gal/min}$$

$$Q = \text{flujo ca. gal/min.}$$

$$h_p = (6.13)(1)(0.104) / 3960 = 1.7 \times 10^{-4} \text{ hp}$$

El valor de la potencia es muy pequeño, pero es un valor real.

Los datos propuestos de los materiales son correctos.

Se completó en el laboratorio del Laboratorio del Centro de Estudios Científicos (LCC) (Santiago, Chile).

CIAVE: SA. 02-039

C- 02-035

190

E- 02-036

## Secador por Aspersión y Equipo Accesorio.

Después de haber concentrado la enzima, el siguiente paso es obtener los sólidos secos, los cuales van hacer el producto final del proceso.

Para el secado tenemos las opciones de secadores de tambor rotatorio o el secador por aspersión. (McCabe)

Los secadores de tambor rotatorio tienen la gran desventaja del sobre calentamiento del sólido y profusión contra, esto va contra nos objetivos ya que bajaría el rendimiento del producto. Existen otros procedimientos de eliminación de agua como son filtración o cristalización, pero en ambos procesos aumenta el tiempo de secado, lo cual es proporcional a la pérdida de actividad de la enzima (Wang).

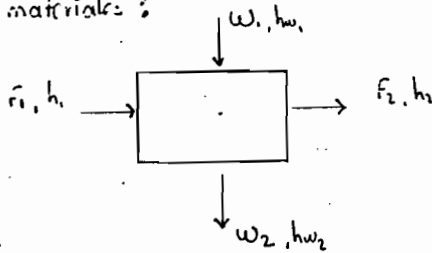
La gran ventaja de los secadores por aspersión es el corto tiempo de secado, un orden de 2-20s, lo cual permite el secado de materiales altamente sensibles al calor (McCabe), además existe un gran área de contacto al subdividir el material en minúsculas partículas.

El secador requiere de una entrada de aire caliente, el cual se suministra por medio de un compresor y un calentador. Se estima que una temperatura de 293°F al secador, es óptima para secar enzimas sensibles al calor (Vaires).

Los materiales termosensibles por lo común, pueden ser manipulados, disminuyendo la temperatura del aire de salida mejor que el de entrada, pues aquella es la que alcanzará el producto.

Calentador:

Balancé de materiales:



$w_1, w_2$  flujo de vapor a la salida y entrada al calentador.

$h$  Entalpías de cada flujo.

$$F_1 + w_1 = F_2 + w_2$$

$$w_1 = w_2 = w$$

$$F_1 = F_2 = F$$

Balancé de Calor:

$$F_1 h_1 + w_1 h_{w1} = F_2 + w_2 h_{w2}$$

$$w(h_{w1} - h_{w2}) = F(h_2 - h_1)$$

$$w \lambda_o = F(h_2 - h_1)$$

$h_{w1} - h_{w2}$  - Calor latente de condensación del vapor

donde:

$$h_1 = [cH_1(T_1 - T_o) + Y_1 \lambda_p]$$

$$h_2 = [cH_2(T_2 - T_o) + Y_2 \lambda_p]$$

$cH$  Calor sensible del aire a  $Y_1, Y_2$

El vapor de entrada se encuentra a 30 psia. vé Tablas de vapor (Murray & Keenan)

El calor latente es: 995.3 BTU/lb.

$\lambda_p$  es el calor latente a la temperatura de referencia (293°F) = 972.9 BTU/lb

La humedad absoluta a la entrada se calcula:

La humedad relativa en verano es 70% con una temperatura promedio de 65°F.

$$S_1 \quad H_1 = 900 P_1/P_2$$

(Murray & Keenan)

Así, la la presión de vapor ( $P_v$ ) es  $0.27 \text{ lb/in}^2$  (Humidibos).

y.

$$\begin{aligned} P_a &= P_{\text{atm}} - P_v / 100 = \text{Presión parcial del vapor a esa temperatura} \\ P_a &= (80)(0.27) / 100 = 0.8 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Si la humedad absoluta es:

$$Y = \frac{P_{\text{vapor}} P_a}{P_{\text{aire}} (P_T - P_a)} \quad \text{y } P_T = \text{es la presión atmosférica} = 14.7 \text{ lb/in}^2$$

entonces:

$$Y = \frac{18}{29} \frac{(0.8)}{(14.7 - 0.8)} = 0.0116 \text{ lb de } H_2O / \text{lb de aire seco.}$$

La humedad de salida del calentador permanece constante a la de entrada, solo hay un aumento de temperatura (isocaplas).

Así:

$$W \lambda_0 = F [c_{H_2O} (T_1 - \bar{t}_0) + Y_1 \lambda_p - c_{H_2O} (T_2 - \bar{t}_0) - \lambda_p Y_2]$$

Si  $T_2 = \bar{t}_0$  y  $Y_1 = Y_2$

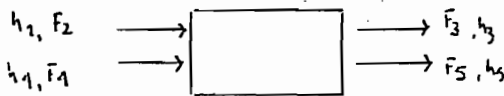
$$W \lambda_0 = F [c_{H_2O} (T_1 - \bar{t}_0)] \quad \text{donde: } c_{H_2O} = [0.21 + 0.45 Y_1] \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$c_{H_2O} = 0.245 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (Exocaplas)}$$

$$W(945.3) = F [0.245(68 - 293)] = F(55.1).$$

No conocemos las condiciones de flujo del calentador, pero se pueden resolver con el balance de calor del secador.

Secador por aspersión.



$F_{2,3}$  flujo de aire

$F_{4,5}$  flujo de líquido y sólido seco.

Balace de materiales:

$$\bar{F}_2 + \bar{F}_4 = \bar{F}_3 + \bar{F}_5$$

$$\bar{F}_2 = \bar{F}_3 = F$$

$Y$ , la fracción de humedad por aire seco y sólido seco.

Balace para el agua:

$$Y_2 \bar{F}_2 + Y_4 \bar{F}_4 = Y_3 \bar{F}_3 + Y_5 \bar{F}_5$$

$$F (Y_2 - Y_3) = Y_5 \bar{F}_5 - Y_4 \bar{F}_4$$

$Y_2 = 0.0116$ ,  $Y_3 ?$ ,  $Y_4$ : Un flujo de 49.975 lb/hr con 20% de sólidos secos.

$$Y_4 = 49.975 (0.8) / 44.975 (0.2) = 4.0 \text{ lb H}_2\text{O} / \text{lb de sólido seco.}$$

$Y_5$  = Son las condiciones de humedad que necesitamos = 0.05 kg H<sub>2</sub>O / kg sólido seco

Así:

$$F (0.0116 - Y_3) = 0.05 (49.975) - 4 (90.53)$$

Balace de calor es:

$$h_2 \bar{F}_2 + h_4 \bar{F}_4 = h_3 \bar{F}_3 + h_5 \bar{F}_5$$

donde  $h$  son las entalpías entradas y salidas de flujo

$$h_2 = [C_{H_2} (T_2 - T_0)] + \lambda_p Y_2$$

$$h_3 = [C_{H_2} (T_3 - T_0)] + \lambda_p Y_3$$

$$h_4 = [C_{p_s} (T_4 - T_0) + Y_4 (C_a (T_4 - T_0))]$$

$$h_5 = [C_{p_s} (T_5 - T_0) + Y_5 (C_a (T_5 - T_0))]$$

$$T_0 = T_2 \quad T_3 = \text{Temp. ambiente de la humedad (} \bar{F}_v \text{)}$$

$$T_4 = 67^\circ\text{F} \quad T_5 = \text{Temp. sólida de sólido, } T_{gH}$$

$$T_3 = 115^\circ\text{F} \quad T_5 = 110^\circ\text{F}$$

$$h_2 = \lambda_p Y_2 = 917.4 (0.0116) = 10.62 \text{ BTU/lb}$$

$$h_3 = [0.24 + 0.45 Y_3] (115 - 293) + 917.4 Y_3 = [-42.72 + 835.7 Y_3] \text{ BTU/lb}$$

$$h_4 = [0.3 (67 - 293) + (4) (1) (67 - 293)] = -967.5 \text{ BTU/lb}$$

$$h_5 = [0.3 (110 - 293) + (0.05) (1) (110 - 293)] = -69.05 \text{ BTU/lb}$$



$$10.62 F_1 - 9625(49.475) = [-42.12 + 835.7 Y_3] \bar{r}_3 - 61.05(0.05)$$

$$F_1 = \bar{r}_3 = F \quad 10.62 \bar{r}_3 = 47350.81 = -42.12 \bar{r}_3 + 835.7 Y_3 \bar{r}_3 - 3.20$$

Con la ec. de balance del agua.

$$F(0.016 - Y_3) = 0.05(49.475) - 1(10.53)$$

$$F(10.62 + 42.12) = 835.7 Y_3 \bar{r}_3 + 48317.6$$

Resolvemos la ec.

y obtenemos:

$$F = 6232.65 \text{ lb/hr} \quad \text{Flujo de aire}$$

$$Y_1 = 0.052 \text{ lb H}_2\text{O} / \text{lb de aire seco}$$

de la que podemos obtener el flujo de vapor del calentador

$$W = (6232.65)(55.17) / 945.3 = 363.75 \text{ lb vapor/hr.}$$

a 30 psia.

Compresora:

La compresora es obtenida por la relación

$$W_p \text{ lb/air} = \frac{144 Q (\Delta P)}{33000} \quad (\text{Perry})$$

donde  $Q = \text{ft}^3/\text{min}$ .

$\Delta P$ : aumento de presión lb/in<sup>2</sup>. Como solo necesitamos un flujo suficiente para crear una corriente de aire,

Entonces un aumento de presión de 0.3 lb/in<sup>2</sup> es suficiente

$$Q = 1403.19 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$\text{hp bl air} = \frac{(1403.19)(0.3)(144)}{33000} = 1.83 \text{ hp}$$

Los ventiladores tienen una eficiencia del 70% ± 10% (Perry)

Por lo que

$$\text{hp real} = 1.83 / 0.7 = 2.6 \text{ hp.}$$

Motor de disco centrífugo

La potencia del motor para el atomizador de disco centrífugo se calcula de la manera siguiente:

$$E = 42.5 Q (dLN)^2 \times 10^{-12} \quad \text{Según Dombroski y Munday (McCabe)}$$

E = potencia en hp

Q = flujo de líquido (lb/hr)

dL = diámetro de disco (ft)

N = velocidad de giro (rpm)

Los valores para líquidos pequeños

(Perry) se estiman:

$$dL = 0.33 \text{ ft}$$

$$N = 30000 \text{ rpm}$$

$$E = (42.5)(50.6)(0.33 \times 30000)^2 \times 10^{-12}$$

$$E = 0.21 \text{ hp} \quad \text{con una eficiencia del 90\%}$$

$$E_r = (0.8)(0.21) = 0.3 \text{ hp.}$$

DIMENSIONES DEL SECADOR POR ASPERSIÓN

DE ACUERDO CON LA BIBLIOGRAFÍA (WARR), EL TIEMPO DE RESIDENCIA DE LAS ENZIMAS, DEBE SER CORTO, ENTRE DOS Y CINCO SEGUNDOS, PARA EVITAR LA PÉRDIDA DE ACTIVIDAD ENZIMÁTICA.

LA LONGITUD DEL SECADOR VIENE DADA POR EL TIEMPO DE RESIDENCIA PROMEDIO POR GOTA. ÉSTA SE PUEDE ESTIMAR A PARTIR DEL CÁLCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL, CON LA LEY DE STOKES (FAUST).

UNA GOTA DE FLUIDO A SECAR ESTÁ EXPUESTA A TRES FUERZAS.

LA GRAVEDAD

FRICCIÓN

EMPUJE (TIPO ARQUIMIDES)

CUANDO ESTAS TRES FUERZAS SE EQUILIBRAN, LA GOTA CAE A VELOCIDAD CONSTANTE (VELOCIDAD TERMINAL). PARA FLUJO LAMINAR, COMO ES EL CASO EN UN SECADOR

DE PERSIÓN, LA VELOCIDAD TERMINAL ESTÁ DADA POR.

$$v_t = \frac{(\rho_s - \rho) g D_p^2}{18 \mu}$$

DONDE

$\rho_s$  = DENSIDAD DE LA PARTÍCULA

$\rho$  = DENSIDAD DEL FLUIDO (AIRE A 145°C Y PRESIÓN ATMOSFÉRICA)

$g$  = ACCELERACIÓN GRAVITACIONAL.

$\mu$  = VISCOSIDAD DEL FLUIDO.

$D_p$  = DIÁMETRO DE PARTÍCULA.

CON EL FIN DE DETERMINAR  $\rho_s$ , SE MIDIO EN EL LABORATORIO, LA DENSIDAD DE UNA SOLUCIÓN AL 20% DE SÓLIDOS, DE UNA ENZIMA ( $\alpha$  AMILASA).

RESULTADO FUE EL SIGUIENTE:  $\rho_s = 1.0692 \text{ g/cc}$

EL FERROUS,

$$\mu = 25 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m.s}$$

AIRE A 143°C Y 1.1316 m<sup>2</sup>

$$\rho = 7.41 \cdot 10^{-4} \text{ kg/lit}$$

EL DIAMETRO DE PARTÍCULA, PARA UNA ESPERA CENTRIFUGA, ESTA ENTRE 200 A 500 μm. SUPONIENDO  $D_p = 200 \mu\text{m}$  Y SUSTITUYENDO.

$$v_t = \frac{(1,0692 \text{ kg/m}^3 - 0.741 \text{ kg/m}^3) \cdot 9.8 \text{ m/s}^2 \cdot (200 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 25 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}}$$

$$v_t = 0.93 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

PERO  $v_t = \frac{L}{\theta}$

DONDE  $L =$  ALTURA DEL SECADOR

$\theta =$  TIEMPO DE RESIDENCIA.

POR TANTO

$$L = v_t \cdot \theta$$

$$L = 0.93 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 2 \text{ s} = 1.86 \text{ m}$$

$$\boxed{L = 1.86 \text{ m}}$$

ESTA ALTURA ES SIMILAR A LA DE UN SECADOR POR ASPERSION UTILIZADO PARA SECAR LECHE EN LA PLANTA PILOTO DE LA FACULTAD DE QUIMICA DE LA UNAM.

SU ANCHO (TAMBIEN TIENE UNA ESPERA CENTRIFUGA) ES DE 1.3 m, Y SU CARGO ES DE DOS METROS.

E AGUI QUE EL ANCHO SEA APROXIMADAMENTE DE 1.2 m.

Gasto de Combustible en la caldera.

- Tenemos 2 opciones en cuanto a combustible; diesel y gas natural. A Continuo. En mostraremos cual de los 2 combustibles nos conviene más.

Operación de la Caldera: 30 psia en flujo de 1500 lb/hr (680.38 kg/hr)

El calor total en la operación es:

$$Q_T = W \Delta H$$

$Q_T$ : calor total  
 $W$ : flujo de vapor  
 $\Delta H$ : dif. calor latente.

A una presión de 30 psia corresponde:

$$H_v = 1163.8 \text{ BTU/lb} = 643.15 \text{ kcal/kg}$$

Si el vapor puede condensar a 100°C

$$H_L = 150.07 \text{ BTU/lb} = 99.17 \text{ kcal/kg}$$

$$\Delta H = (H_v - H_L) = 643.15 - 99.17 = 543.63 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_T = 680.38 \text{ kg/hr} (543.63 \times 0.98) = 362,802.75 \text{ kcal/hr}$$

- Consideramos una calidad del vapor del 98%.

El calor cedido por el combustible en kcal/hr considerando una eficiencia del 70% es el siguiente:

$$Q_H = \frac{Q_T}{\eta} = \frac{362,802.75 \text{ kcal/hr}}{0.70} = 518,289.75 \text{ kcal/kg}$$

Consumo de Combustible = (C)

+ Diesel:

$$C = \frac{Q_H}{P.C.}$$

$P.C.$  = Poder calorífico cedido por el combustible.

$$P.C. = 10138 \text{ kcal/hr}$$

$$C = \frac{518,289.75 \text{ kcal/hr}}{10138 \text{ kcal/kg}} = 51.12 \text{ kg/hr}$$

La densidad de Diesel = 0.86 kg/l.

$$\frac{51.12 \text{ kg/hr}}{0.86 \text{ kg/l}} = 59.44 \text{ lt/hr de diesel}$$

- Gas natural:

$$C_g = \frac{518,289.75 \text{ kcal/hr}}{8759 \text{ kcal/m}^3} = 59.17 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$P.C. = 8759 \text{ kcal/m}^3$

Tenemos los gastos de combustible por hora, ahora en base a precios actualizados del pasado, procedimos a hacer el costo Total de combustible y hacer la respectiva proyección de los costos:

El costo más cercano según el <sup>199</sup> tener los siguientes datos

$$y = mx + b$$

$$r = 0.9873$$

$$b = -19765.24$$

$$m = 9.97$$

Las proyecciones siguientes son:

Año	Precio
1986	35.18 \$/m <sup>3</sup>
1987	45.15 \$/m <sup>3</sup>

El gasto en pesos de gas natural en el año sería 19941708.00 peso.

Para el contrato tenemos la siguiente regresión

$$y = mx + b$$

$$r = 0.9839$$

$$b = -13144199$$

$$m = 6630.525$$

Por conclusión vamos a utilizar el gas natural por ser más barato, aunque se gaste más gas natural por hora de trabajo de la caldera.

## CONCLUSIONES

En las condiciones actuales el proceso no es rentable.

Los altos costos se deben principalmente a la alta inversión requerida.

Los índices utilizados para la estimación del costo del equipo no se adaptan bien a una realidad en continuo cambio.

El proceso debe optimizarse a través de la investigación. Los esfuerzos deben encaminarse a aumentar la actividad de la mezcla enzimática producida, pues es mucho menos activa que los productos comerciales. Debe investigarse a nivel laboratorio (optimización de medios) y a nivel de ingeniería básica.

Los datos actuales a nivel de ingeniería básica no son suficientes para evaluar el proyecto.

Debe optimizarse el uso de los equipos de mayor costo: zymotis, secador por aspersión, evaporador al vacío.

Los costos por consumo de energía se deben reducir utilizando eficientemente el vapor (recirculaciones).

La breve investigación de mercado no es suficiente para tener confianza en los datos obtenidos y, por ende, en las proyecciones.

Dada la crisis actual, el costo del dinero es muy alto, por lo que los gastos financieros se vuelven muy importantes.

## BIBLIOGRAFIA:

AIDOO, K.E., HENDRY, R., WOOD, B.J., Adv. Appl. Microbiol., 28, 201-236.

ARIMA, K., "Global impact of applied microbiology", (M.P. Star Ed.), Wiley, New York.

BAUMAN, C.H., Up to Date Equipment Costs, Industrial and Engineering Chemistry, vol 54, #1, January 1962.

FAIRES, V. Termodinamica, Union Tipografica Editorial Hispano Americana, 1970.

FAUST, ET AL, Principles of Unit Operations, second edition, 1980, John Wiley & Sons.

GEANKOPLIS, C. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias, Cia Editorial Continental, SA de CV., 1982.

GUTCHO S.J. "Microbial enzyme production". Chemical Technology Review, #28, Noyes Data Corporation, 1974.

HASELTINE, C.W., (1972), Biotechnol. Bioeng., 14, 517-532.

HASELTINE, C.W., (1977), Process Biochem., 12(6), 24-27; 12(7), 30-32.

HIMMELBLAU, D.M., Principios y Calculos Basicos de la Ingenieria Quimica, 1982, CECSA.

HUGOT, JENKINS. Handbook of Cane Sugar Engineering. Elsevier Publishing Company, 1960

INDICADORES ECONOMICOS- Banco de Mexico.

THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS, Capital Cost Estimation. Alden & Mowbray Ltd, 1969

KERN, D., Process Heat Transfer. Mc Graw Hill Book Co. 1950.

KIRK & OTHMER, Encyclopedia of Chemical Technology, third edition, vol. 9, John Wiley & Sons, U.S.A., 1986

LONSANE, B.K., GHILDYAL, N.P., SREENIVASA, V., Technical Brochure Symp. on Fermented Foods, Food contaminants, Biofertilizers and Bioenergy. Association of Microbiologists of India Mysore, 1982.



MASTERS, K. Spray Drying Handbook, fourth edition. George Goodwin-London, 1985.

MC. CABE, SMITH, Unit Operations of Chemical Engineering, second edition, 1967, Mc Graw Hill Inc.

MILSON, A., KIRK, D., Principles of Design and Operation of Catering Equipment, Ellis Hardwood Ltd, UK, 1980.

Modern Cost Engineering, Methods and Data. Mc Graw Hill Book Co., N.Y., 1979

MONROY, CRUZ, Anteproyecto para la Construcción de una Planta Productora de Papaina, tesis profesional, UNAM, Mexico, 1982.

MORRISON FRANK B. "Compendio de alimentación del ganado". UTEHA, 1966.

PERRY, R.H., "Manual del ingeniero químico", quinta edición, Mc Graw Hill, 1982.

PETERS, M. Elementary Chemical Engineering. Mc Graw Hill Book Company, 1954.

PETER & TIMMERHAUS, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1968, Mc Graw Hill.

PREBOIS, J.P., RAIMBAULT, M., ROUSSOS S. (1985). "Biofermenteur statique pour la culture de champignons filamenteux en milieu solide". Demande de brevet déposée à l'ANVAR.

POPERS, H. Modern Cost Engineering Techniques. Mc Graw Hill Book Co, 1970.

QUINTERO RAMIREZ R. (compilador), "Prospección de la Biotecnología en México", CONACYT - Fundación Javier Barrios Sierra A.C., 1985.

RAIMBAULT, M. Fermentation en milieu solide, croissance de champignons filamenteux sur substrat amyloce. These doctorale, ORSTOM, 1981

RAIMBAULT, M., ROUSSOS, S. (1985). Procédé de production de spores de champignons filamenteux. Brevet français # 85.08555.

RALPH, B.J., Food Technol. Aust., 1976, 28, 247-251.

ROUSSOS S. "Croissance de *Trichoderma harzianum* par fermentation en milieu solide: physiologie, sporulation et production de cellulases." These doctorale, Université de Provence, France, 1985, 162 pages.

TREJO M. "Producción de enzimas pecticas por fermentación

en cultivo solido". tesis licenciatura, U.N.A.M., Mexico, 1986, 106 pags.

YAMADA, K., Most Advanced Industrial Technology & Industrie-Academic review. The International Technical Information Institute, Japan, 1977, pp1-7.

WANG, D, ET AL, Fermentation and Enzyme Technology, 1979, John Wiley & Sons.

ZABRISKIE D.W. et al. "Trader's guide to fermentation media formulation".

## DIRECTORIO

ABAQUIM S.A.  
SR MARRON  
5-25-84-20

ALQUIMIA S. DE RL.  
SRITA RAMIREZ  
5-33-55-63

AMANO PHARMACEUTICAL CO. LTD.  
1-21 CHOME  
NAKA-KU  
NAGOYA - JAPON

ASOCIACION NACIONAL DE FABRICANTES DE CERVEZA  
HORACIO 1556, COL POLANCO  
ING JAIME COLINA BERNEJILLO

AZUCAR S.A. DE C.V.  
DIVISION MIELES  
SIERRA MOJADA 447, SEGUNDO PISO  
LOMAS DE REFORMA  
CONTADOR RAIMUNDO ABRAHAM  
5-40-65-67

AZUCAR S.A. DE C.V.  
INSURGENTES SUR 1079, COL NAPOLES  
ING. JOSE GUERRERO CACERES  
SUBGERENTE DE PROYECTOS ESPECIALES  
ING. CARLOS ROJAS AZCUE (ASESOR TECNICO).

BANCO DE MEXICO  
CUENTAS EXTERIORES  
CONDESA #5, CUARTO PISO  
CENTRO  
SR AGAPITO LOPEZ

BANCO NACIONAL DE COMERCIO EXTERIOR  
DIR. DE INFORMATICA Y ESTUDIOS ESPECIALES  
PARQUE DE ORIZABA #7, PISO 1  
COL. EL PARQUE

BIOCON LTD.  
KILNAGLEARY  
CARRIGALINE  
CO. CORP. - IRLANDA

CAMARA HARINERA DEL D.F.  
MANUEL MARIA CONTRERAS #133, PISO 3  
LIC. APTURO JIMENEZ  
5-46-42-63; 5-46-42-60

CANACINTRA  
CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE LA TRANSFORMACION  
EJE 5 SUR Y AV. PATRIOTISMO  
SECCION 73, TERCER PISO

CONACYT-BIBLIOTECA  
CENTRO CULTURAL UNIVERSITARIO, C.U  
ATRAS SALA NEZAHUALCOYOTL, C.P 04515

CONAFRUT  
CARRETERA MEXICO - TOLUCA, KM 14.5  
PALO ALTO, D.F., ZP.8  
DEPARTAMENTO AGROINDUSTRIAL  
5-70-24-99

CORNING BIOSYSTEM  
CORNING GLASSWORKS  
NEW YORK, 14830, U.S.A.

ENMEX S.A. DE C.V.  
RIO LERMA #228, TLALNEPANTLA, MEX  
Q.F.B. JORGE E BALAREZO  
REPRESENTANTE TECNICO DE VENTAS  
3-90-03-76; 5-63-59-99

ENZYME DEVELOPMENT CORPORATION  
2 PENN. PLAZA  
NEW YORK 10121, U.S.A.

EMPACADORA DE FRUTAS Y JUGOS S.A. DE C.V.  
KM 12.5 ANTIGUA CARRETERA MEXICO-PACHUCA  
XALOSTOC, EDO DE MEX  
ING OMAR FELIX  
7-55-95-9

FERMCO BIOCHEMICS INC.  
2638 DELTA LINE  
ELKGROVE VILLAGE  
ILLINOIS 60007 - U.S.A.

GIST BROCADES  
P.O. BOX 1  
WATERINGSEWEG 1  
DELFT 2600 M.A., HOLANDA

GRINDESTEDVVAEKET A/S  
38 EDWINRAHRSVES  
8220 BRABAND - DINAMARCA

HUGHES & HUGHES (ENZ) LTD.  
ELMS INDUSTRIAL STATE  
CHURCH ROAD, HAROLD WOOD,  
ROMFORD  
ESSEX RM 3 0HR

REINO UNIDO

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES TECNOLOGICAS A.C  
BIBLIOTECA IMIT A.C.  
LEGARIA #694  
5-5751-03;5-578563

JOHN & E. STURGE LTD.  
DENISON RD  
SELBY  
NORTH YORKSHIRE 4088 EF  
UNITED KINGDOM

JUGOS DE FRUTAS MUNDET S.A.  
KM 37.5 AUTOPISTA MEXICO-QUERETARO  
CUATITLAN, EDO DE MEXICO  
ING. ERNESTO GONZALEZ CARRILLO  
GERENTE DE PRODUCCION-PLANTA MEXICO  
8-72-08-22;8-72-08-43

JUGOS DEL VALLE S.A. DE C.V.  
FABRICA Y OFICINAS GENERALES  
KM 42.5 AUTOPISTA MEXICO-QUERETARO  
ING JUAN MENDOZA  
SUPERINTENDENTE DE PLANTA  
3-90-01-76;8-76-02-66

KYOWA HAKKO KOGYO CO. LTD.  
OHEMACHI BUILDING  
6-1, OHEMACHI  
1 - CHOME  
CHIYODA - KU  
TOKIO, JAPON

MARDUPOL S.A.  
SRITA PINA  
7600633

MILES KALI - CHEMIE GMBH  
3 HANNOVER KEEFELD  
HANS -, BLUCKER ALLEE 20  
POSTFACH 69037 - WEST GERMANY

MILES LABORATORIES INC.  
ELKHART  
INDIANA 46514 - U.S.A.

MODELO S.A. DE C.V.  
LAGO ALBERTO 156  
COL. ANAHUAC, ZP. 17  
ING ANTONIO DIAZ  
CONM. 5-45-60-60, EXT. 110-112

MOLINA FONT  
SR C9112

7-63-93-55

NAGASE & CO. LTD.  
KONISHI BUILDING  
2,2- CHOME HONCHO  
NIHONBASHI CHUO KU  
TOKIO, JAPON

NOVO INDUSTRY A/S  
NOVO ALLE  
DR- 2880- BAGSUAERD  
DINAMARCA

PFIZER INC.  
WORLD HEADQUARTER'S  
235 EAST , 42 STREET  
NEW YORK,  
NEW YORK 10017 - U.S.A.

PROBST S.A.  
CALZADA DE LAS ARMAS #120  
FRACC. IND. LAS ARMAS  
TLALNEPANTLA, EDO DE MEX.  
DR MANUEL CARBAJAL  
3-94-78-?

PROVEQUIM S.A. DE C.V.  
SR MORALES  
5-67-01-55

QUIMORGAN S.A.  
WALTER BUCHANAN 125  
NAUCALPAN, EDO DE MEXICO  
ING. ENRIQUE MADRONO COSIO  
5-76-92-21 ; 5-76-52-53

ROHM & GMBH  
KIRSCHENALEE  
POSTFACH 4242  
D-6100 DARMSTAD 1 - W. GERMANY

ROHM & HAAS CO.  
INDEPENDENCE HALL STREET  
PHILADELPHIA, PENNSYLVANIA 19105  
U.S.A.

SALES INDUSTRIALES DE MEXICO S.A.  
SRITA FERNANDEZ  
5-97-10-53

SECOM  
ALFONSO REYES # 30, PRIMER PISO

SIDRA COPA DE ORO  
CALLE 3 SUR # 904

CHOLULA, PUEBLA  
ING. MIGUEL BLANCA  
91-22-47-01-84

SOCIETE RAPIDASE  
15 RUE DE COMTESSES  
59113 SECLIN - FRANCE

SUMITOMO SHOJI KAISHA LTD.  
2 NISHIKICHO BUILDING  
24-1 KANDANICHIKICHO, 3 - CHOME  
CHIYODA KV  
TOKIO, JAPON

SOLVENTES Y PRODUCTOS QUIMICOS  
S.A. DE C.V.  
SRITA BERTHA MANZO  
5-69-57-01

SWISS FERMENT CO.  
VOGESENTRASSE 132  
4056 BASEL 13 - SUIZA

TANABE SEIYAKU CO. LTD.  
VIA SIBER HEGERBENELUX BV  
POSTBUS 414, ROTTERDAM  
WESTERSINGEL 107 - HOLANDA

UBICHEM LTD.  
281 HITHERMOOR ROAD  
STANWELL MOOR  
STAINESS TW19GAZ, REINO UNIDO

YAKULT BIOCHEMICAL CO. LTD.  
8-21 JINGIKAN - MACHI  
NISHINOMIYA - SHI  
AYOGO, JAPON

## EVALUACION ECONOMICA DE LA PRODUCCION DE PECTINASAS Y CELULASAS POR FERMENTACION EN MEDIO SOLIDO EN MEXICO

### RESUMEN

En este trabajo se presenta una investigacion de mercado, un estudio tecnico y una evaluacion financiera para la produccion de pectinasas y celulasas por fermentacion en medio solido en Mexico.

Estas enzimas se importan para abastecer la demanda nacional, por lo que seria importante producirlas en nuestro pais para evitar la fuga de divisas. Se escogio la tecnologia de fermentacion en medio solido pues en la UAM-I, en colaboracion con ORSTOM, se desarrollan investigaciones en este sentido. Ademas, la FSS tiene muchas ventajas de caracter economico sobre la FCS.

La investigacion de mercados se encamino a identificar a los proveedores de materia prima (y sus precios), a la competencia y a estimar la demanda nacional. Se determino que las celulasas no poseen un mercado significativo. Las pectinasas se consumen en la industria juguera de uva y de manzana, y en la industria vinicola. El valor del mercado alcanzo su maximo en 1985 (346,000 dolares). Las proyecciones muestran que la demanda aumentara en el futuro. Las empresas competidoras (Enmex, Quimorgan, Rohm) son filiales de importantes transnacionales.

La capacidad de la planta se fijo, en base a limitaciones de tipo tecnologico, para procesar 1500Kg de materia prima humeda al dia. Esto equivale a una produccion diaria de 82 Kg de una mezcla de pectinasas en polvo, con una actividad de 1300 UI/g.

Con el fin de reducir los costos de transporte de materia prima y producto terminado, se decidio localizar la planta en Veracruz, Veracruz. Ademas, en esta ciudad se cuenta con estímulos fiscales.

Debido a que la manzana y la uva son frutos temporales, las pectinasas solo se consumen entre mayo y septiembre. Se decidio trabajar 340 dias al ano, tres turnos por dia, para utilizar la inversion todo el ano, a pesar de requerirse importantes inventarios de producto terminado.

En el estudio tecnico se realizo una seleccion de equipo y tecnologia con el fin de obtener un proceso industrial viable. Se decidio utilizar un fermentador estatico (zymotis). Para la recuperacion de las enzimas producidas por *A.niger*, se opto por un prensado. Se decidio



evaporar al vacío el jugo obtenido, para concentrarlo y posteriormente secarlo por aspersión.

A partir de los balances de materia y de energía, se elaboró un diagrama de proceso y se obtuvieron las características necesarias del equipo para poder estimar su costo, utilizando índices y tablas de la bibliografía. El dimensionamiento del equipo también permitió proponer una posible distribución de la planta y definir el terreno necesario para esta (2150 m<sup>2</sup>).

Principalmente en base al costo del equipo, se determinó la inversión fija requerida para la planta (1,217 millones de pesos en julio de 1987). A su vez, se calculó el capital de trabajo necesario, para obtener la inversión total que asciende a 1244 millones de pesos.

Por otro lado se calcularon los costos fijos, al igual que los variables. Se estableció un precio de venta (2108 pesos por Kg en julio de 1987). En base a los resultados del análisis de mercado se hicieron proyecciones a 10 años (vida útil del proyecto). Se intentó obtener el punto de equilibrio, sin embargo, el precio de venta es de 2108 pesos mientras que tan solo los costos fijos unitarios ascienden a 8697 pesos, si se trabaja al 100% de capacidad.

Dadas las condiciones actuales, la planta no es rentable. Se requiere de mayor investigación ya que el producto es mucho menos activo que los productos comerciales. Los esfuerzos de investigación deben dirigirse hacia la optimización del proceso y a la reducción de los costos: menor inversión y optimización del uso de la energía.