

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA
QUIMICA Y MANUFACTURERA**



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE UNA PLANTA
PARA PRODUCIR ACIDO CITRICO A PARTIR
DE LAS MELAZAS NEGRAS**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO QUIMICO

**BERTHA SEGURA PEREZ
CESAR LUJAN GUTIERREZ**

LIMA - PERU - 1977

Lima,.....

Habiendo la Facultad de

Ingeniería Química y Metalurgia
Ingeniería Química

otorgado el título de

a don César H. Lujan Gutierrez
8436

Expidase el diploma
en la Biblioteca

archivese esta Tesis



SECRETARIO GENERAL

Lima, 31 de Mayo de 1977

Habiendo la Facultad de

Ingeniería Química y Metalurgia
Ingeniería Química

otorgado el título de

a doña Bertha Alicia Segura Perez

Expidase el diploma No.

8437

y archivese esta Tesis

en la Biblioteca.



SECRETARIO GENERAL

A NUESTROS PADRES

I N D I C E

I.- INTRODUCCION

II.- RESUMEN DEL PROYECTO

III.- GENERALIDADES

3.1 Descripción del Producto

3.2 Propiedades y Características

3.3 Usos

IV.- ESTUDIO DE MERCADO

4.1 Recopilación de Antecedentes

4.1.1 Series Estadísticas de Importación y Consumo

4.1.2 Tipos de Consumidores

4.1.3 Distribución Geográfica del Mercado y Comercialización

4.1.4 Análisis de Precios

4.2 Determinación de la Demanda Actual

4.3 Proyección de la Demanda

V.- ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

5.1 Descripción de la Materia Prima

5.2 Disponibilidad presente y futura

5.3 Estadísticas de Producción, Exportación y Consumo

5.4 Análisis del precio de la Melaza Negra

VI.- INGENIERIA DEL PROYECTO

- 6.1 Descripción de los Procesos Usados**
- 6.2 Selección del Proceso a Utilizarse**
- 6.3 Fundamentos del Proceso de Fermentación**
 - 6.3.1 Generalidades**
 - 6.3.2 Factores importantes en la Fermentación**
 - 6.3.3 Teorías para explicar el mecanismo de la formación de Acido Cítrico**
- 6.4 Descripción detallada del Proceso**
 - 6.4.1 Diagrama de Flujo**
 - 6.4.2 Balance de Materias**
 - 6.4.3 Estimación del tamaño y costo del equipo principal**
 - 6.4.4 Insumos Necesarios**
- 6.5 Disposición preliminar de la Planta**

VII.- TAMAÑO Y LOCALIZACION

- 7.1 Determinación del Tamaño de la Planta**
- 7.2 Estudio de la Localización de la Planta**

VIII.- PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

- 8.1 Determinación del Costo Total**
 - 8.1.1 Costo de Manufactura**
 - 8.1.2 Gastos generales de Administración**
- 8.2 Ecuación del Costo Total**
- 8.3 Estimación de Ingresos**

IX.- INVERSIONES

9.1 Cuadro de inversiones

9.2 Plan de inversión fija

X.- FINANCIAMIENTO

10.1 Fuentes de financiamiento

10.2 Cuadro general de financiamiento

10.3 Estado de Pérdidas y Ganancias

10.4 Determinación de la Tasa interna de Retorno

XI.- ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

XII.- CONCLUSIONES

ANEXOS

Anexo Nº 1 Proyección de la Demanda - Cálculo de la Recta de Ajuste

Anexo Nº 2 Cálculo del Tamaño de los Equipos

Anexo Nº 3 Insumos Necesarios

NOMENCLATURA

BIBLIOGRAFIA

.

I.- I N T R O D U C C I O N

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N

El presente estudio trata de determinar la factibilidad de producir Acido Cítrico en el Perú a partir de las melazas negras. Ha sido llevado a cabo considerando como potencial agrícola en la producción de la materia prima, la región costeña del Norte.

Uno de los objetos de este trabajo es dar uso a un subproducto, como es la melaza negra, a fin de obtener un producto intermedio que sustituye a otro totalmente importado. Evidentemente esta industria se clasifica en el sector prioritario del plan de desarrollo industrial, que apunta a disminuir la dependencia de la oferta extranjera, por su contribución a un proceso de sustitución de importaciones.

Además, propicia de alguna manera, el desarrollo del sector agrícola e industrial.

En la actualidad el ácido cítrico tiene como principal consumidora a la industria alimenticia en general. Por su buen sabor y la facilidad con que es asimilado, es muy u-

tilizado como ingrediente para mantener el pH y hacer resaltar el sabor de una extensa variedad de productos de esta industria.

Dado que este ácido esencialmente constituye un insumo de la industria alimenticia, su incremento en la demanda dependerá directamente del crecimiento demográfico.

Por lo expuesto, esta industria integrada es de importancia por cuanto genera un ácido que sustituye un producto de importación, y porque para su procesamiento utiliza insumos nacionales sobre el 90 % del valor de las materias primas.

En resumen , el desarrollo de este tipo de industria significa para el país el ahorro de salida de divisas , ocupación de mano de obra, utilización de recursos naturales (en especial subproductos disponibles), descentralización industrial , y contribuciones tributarias.

II.- RESUMEN DEL PROYECTO

C A P I T U L O I I

RESUMEN DEL PROYECTO

ANTECEDENTES

El presente proyecto se desarrolla en base a dos -razones importantes: primero, tratar de aprovechar industrialmente la melaza negra disponible en el mercado interno, y segundo, evitar de alguna manera la importación de un insumo el cual puede ser producido en el Perú, lográndose un ahorro en divisas. Teneiendo en cuenta lo anteriormente mencionado, el objeto del presente estudio es analizar la factibilidad económica de instalar una planta de Acido Cítrico en el Perú.

La producción del ácido se llevará a cabo mediante el proceso de fermentación de las melazas negras el cual usa como agente el hongo *Aspergillus Niger*.

MERCADO

Del estudio de mercado se llega a estimar que la -demanda para el primer año de operación será 820 TM. Anali--zando la distribución del ácido cítrico en el mercado vemos

que el mayor consumo se halla en las industrias de bebidas y aguas gaseosas (64 %), seguida de la industria de cacao, chocolate y confitería.

En lo referente al abastecimiento de la materia prima podemos decir que éste se encuentra asegurado tanto por los planes de expansión de la industria azucarera así como , porque el volumen de nuestras necesidades es pequeño en relación a lo ofrecido por el mercado interno.

El precio del ácido cítrico está dado unicamente - por el precio del producto importado el cual para el mes de Marzo de 1977 alcanzó un valor de U. S. \$ 1498/TM CIF - Callao Sumados los respectivos derechos el precio resulta ser igual a S/. 127.725 / Kg.

INGENIERIA

El procedimiento de obtención del ácido por fermentación de las melazas negras se ha seleccionado como el más adecuado , teniendose un rendimiento del 74.11 % en base a - los azúcares utilizados.

La estimación del tamaño y costo de los equipos - principales se ha hecho en base a informaciones recopiladas y utilizando factores de seguridad recomendados.

El equipo es en un 90 % de fabricación extranjera, y su costo alcanza la suma de S/. 78'295,284 .

TAMAÑO Y LOCALIZACION

El primer año de operación la planta deberá producir 820 TM , siendo su capacidad 1,200 TM; por otro lado, la producción mínima desde el punto de vista económico resulta ser 465 TM, que representa el 40 % de la capacidad máxima y nos asegura una buena rentabilidad.

El estudio de la Localización de la planta se ha hecho en base al análisis de los principales factores que determinan una ubicación industrial. La tabla de calificación de factores de localización concluye que el lugar mas adecuado para la ubicación de la planta en proyecto es Chiclayo.

PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

La estimación de los ingresos y egresos se ha hecho en base a la producción del primer año de operación.

Para dicha estimación han sido consideradas las siguientes ecuaciones de costos y ventas :

$$C_t = 40'779,708 + 22,700 n$$

$$V_t = 127,725 n$$

El costo total asciende a S/. 59'392,797 y el ingreso tiene un monto de S/. 104'734,500 anuales.

INVERSION

Del capítulo respectivo se observa que la inversión total del proyecto asciende a S/. 151'924,725 de los cuales S/. 128'436,140 corresponden a la inversión fija y el resto al capital de trabajo. Se ha considerado que la inversión se hará en dos años, tiempo que dura la instalación de la Planta.

FINANCIAMIENTO

Como posibles fuentes de financiamiento han sido considerados: capitales extranjeros y capitales nacionales.

El total de la inversión será cubierta de la siguiente forma:

Crédito de proveedores	65 %
Cofide	20 %
Aporte de Capital	15 %

De esta manera el monto total por concepto de préstamos asciende a S/.129'136,018 .

Es bueno señalar que teniendo en cuenta el marco económico en el que se desarrolla el presente proyecto, para las estimaciones correspondientes se ha considerado un valor de cambio igual a S/. 73 por dólar.

La tasa interna de retorno considerada como la relación entre la utilidad neta y la inversión, resulta ser igual a 11.42 %.

III.- G E N E R A L I D A D E S

C A P I T U L O I I I

G E N E R A L I D A D E S

3.1.- DESCRIPCION DEL PRODUCTO

El ácido cítrico es un ácido orgánico. Se presenta en forma de cristales incoloros, translúcidos o polvo fino ó granular, de color blanco, inodoro y con sabor a ácido agradable. Posee un isómero sin importancia comercial. Es muy usado en el campo de los productos alimenticios y farmacéuticos para controlar el valor del pH, como ingrediente ácido.

El ácido cítrico abunda en la naturaleza; se encuentra en considerable cantidad en los limones, limas, naranjas y toronjas, llamados frutos cítricos. El jugo de limón lo contiene en concentración de 6 a 8%. Como ácido libre o como sal se encuentra en la semillas y los jugos de gran variedad de flores y plantas. Es un componente del vino (0.4 gr/lt), de la leche (1-4 gr/lt), los productos lácteos y los tejidos y los líquidos animales.

El ácido cítrico es producido por fermentos y bacterias. Hacia el año de 1893 Wehmer descubrió que dos especies de mohos producían ácido cítrico por la fermentación de solu

ciones azucaradas.

Dos variedades de ácido cítrico se encuentran en el mercado. El monohidrato contiene no menos de 99.7% de $C_6H_8O_7 \cdot H_2O$ y el ácido cítrico anhidro contiene no menos de 99.7% de $C_6H_8O_7$.

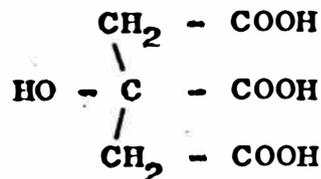
Comercialmente existen dos tamaños denominados granular y fino.

Análisis químico

Pureza 99.5% mínimo
Azúcar 0.0005 p.p.m.

3.2 PROPIEDADES Y CARACTERISTICAS

El ácido cítrico tiene como fórmula:



Tiene el peso molecular igual a 192.

Tiene dos formas estables:

$C_6H_8O_7 \cdot H_2O$	91.42% de ácido anhidro
	8.58% de agua y
$C_6H_8O_7$	100% de ácido anhidro

Cristaliza en soluciones acuosas frías en forma de monohidrato. Los cristales son incoloros y translúcidos; pertenecen al sistema ortorrómbico. Tiene una densidad igual a 1.542 Kg/lt.

El monohidratado del ácido cítrico es estable en el aire y humedad normal, pero en aire seco o vacío sobre H_2SO_4 pierde agua.

Por calentamiento lento de los monohidratados ablandan a $70 - 75^{\circ}C$ perdiendo agua y funden a $135 - 152^{\circ}C$.

Por calentamiento rápido funden a $100^{\circ}C$, se solidifican al convertirse en anhidros y se funden a $153^{\circ}C$; se puede considerar como ácido orgánico fuerte, su calor de combustión a $20^{\circ}C$ es:

a) Para el monohidratado 471.4 Kcal/mol.

b) Para el anhidro 474.5 Kcal/mol.

Es soluble en agua e insoluble en cloroformo, benceno, sulfuro de carbono, tolueno y cloruro de carbono.

La tabla N°1 nos muestra otras especificaciones del producto final, lo cual demuestra el requerimiento de una labor de alta eficiencia durante el proceso.

3.3 USOS

El ácido cítrico tiene muchas aplicaciones que posteriormente se mencionan, pero en el Perú donde se importan muchos productos de fabricación química su uso es muy limitado, donde el consumo de ácido en bebidas gaseosas, chocolate y confitería prácticamente absorben el 90% (o más) del total importado. La industria farmacéutica ocupa un lugar preferencial entre los principales usuarios del ácido cítrico pero en menor proporción.

Posee otras aplicaciones en el campo industrial. El

T A B L A N º 1

ESPECIFICACIONES DEL ACIDO CITRICO

Fórmula	$C_6H_8O_7$
Peso molecular	192.13
Ensayo de pureza	No menor que 99.5 % , calculado sobre la base anhidro.
Solubilidad	Un gr. se disuelve en 0.5 ml. de H ₂ O, 2 ml. de alcohol y 30 ml. de éter.
Identificación	Debe responder a la prueba para citrato.
Humedad	Anhidro 0.5 % máximo Hidratado 8.8 % máximo
Residuo de ignición	0.05 % máximo
Oxalato	Prueba maestra. Ninguna turbidez.
Metales pesados	10 ppm máximo
Arsénico	Menor de 3 ppm.
Ceniza	Menos de 0.5 %
Sustancias fácilmente carbonizables.	Más ligeros que el fluido K de comparación.

FUENTE: Datos proporcionados por Sucromiles S. A., Colombia.

ácido y la sal diamónica no oxidan mucho los metales, pero disuelven fácilmente los compuestos metálicos y se emplean para limpiar y pulir metales como por ejemplo, en el pulido electrolítico del acero inoxidable y para quitar la herrumbre y las incrustaciones en el hierro y el acero. Tal vez por intermedio de su hidroxilo alcohólico el ácido cítrico forma iones metálicos complejos, solubles en líquidos acuosos neutros o alcalinos. Esta propiedad se emplea en ciertas soluciones no ferrosas de galvanoplastia y en el tratamiento y el acondicionamiento de aguas industriales.

IV.- ESTUDIO DE MERCADO

C A P I T U L O I V

E S T U D I O D E M E R C A D O

4.1.- RECOPILACION DE ANTECEDENTES

El estudio del mercado se ha realizado teniendo en cuenta dos factores principales, la demanda del ácido cítrico y la disponibilidad de la materia prima.

Los datos recopilados, que se presentan más adelante, demuestran que el mayor consumo del ácido se encuentra lo calizado en la industria alimenticia, bebidas y aguas gaseosas, confitería, productos lácteos; como el crecimiento de este sector de la industria se desarrolla paralelamente al aumento demográfico de nuestra nación podemos decir que el in cremento de la demanda del ácido se encuentra asegurado.

En lo que se refiere a la materia prima su disponibilidad presente y futura está en función del crecimiento de la industria azucarera, la cual ha estimado que aumentaría su producción en un 10% anual.

4.1.1- Series estadísticas de Importación y Consumo.-

En la recopilación de antecedentes se ha tenido en cuenta un rango de 10 años para poder determinar posterior -

mente la tendencia de la demanda. En el cuadro N°1 se muestran los datos de las importaciones de ácido cítrico desde 1966 hasta 1975. Se puede ver claramente que la importación ha aumentado progresivamente hasta alcanzar en el año 1975 un valor equivalente a 865.973 Tn/año con un valor de S/.67 .41 Kgr. de ácido cítrico.

En la parte de series estadísticas de consumo se incluye el cuadro N°3 "consumo de ácido cítrico en la industria por actividades", el cual muestra que el mayor consumo corresponde a fabricación de bebidas gaseosas (64%) seguida por la fabricación de cacao, chocolate y confitería (14%), y el renglón de industrias diversas el 16%.

4.1.2.- Tipos de consumidores.-

Como hemos afirmado anteriormente, la industria de bebidas gaseosas y la industria de cacao, chocolate y confitería son las principales consumidoras. Por esta razón hemos considerado convenientemente analizar el crecimiento de estas industrias y por ende el incremento del consumo unitario de ácido; los datos recopilados se muestran en los cuadros N° 4 y N° 5. También han sido detallados los principales consumidores de ácido cítrico entre los cuales tenemos, por ejemplo, a José R. Lindley e Hijos, D^honofrio ubicados en Lima, y la empresa Bebidas La Concordia ubicada en Lambayeque.

4.1.3.- Distribución Geográfica del Mercado y Comercialización

Para desarrollar este punto han sido recopilados datos referentes al consumo del ácido por departamentos, (ver -

C U A D R O N° 1

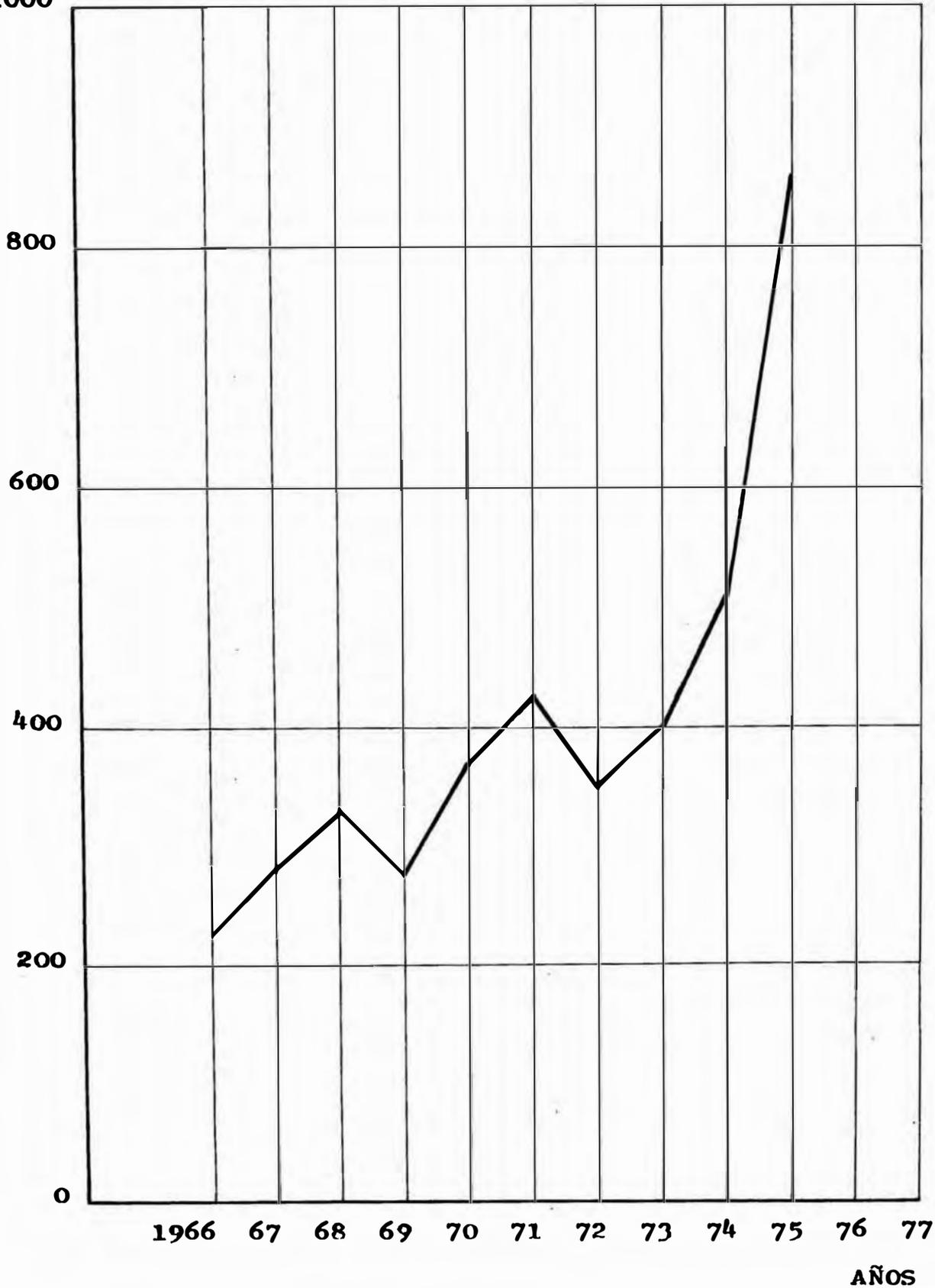
IMPORTACIONES DE ACIDO CITRICO EN EL PERU

AÑO	TM/AÑO	VALOR \$ (C&F-Callao)	CU PROM. \$ /Kg.	CU PROM. S/./Kg.
1966	225.60	135,800	0.602	16.74
1967	281.70	177,330	0.629	17.50
1968	327.30	196,875	0.602	23.88
1969	270.76	165,048	0.610	24.20
1970	369.85	211,924	0.573	24.84
1971	426.80	276,962	0.650	28.17
1972	351.20	234,862	0.670	29.03
1973	399.30	298,302	0.750	32.43
1974	501.22	406,304	0.811	35.19
1975	865.97	1297,227	1.498	67.41

Fuente: Anuario Estadístico del Comercio Exterior.

IMPORTACIONES DE ACIDO CITRICO

TM
1000



C U A D R O N° 2

CONSUMO DE ACIDO CITRICO EN EL PERU

AÑO	Consumo debido a GASEOSAS TM/año	Consumo debido a cacao, choco. y confi. TM/año	Consumos DIVERSOS TM/año	Consumo TOTAL A. TM/año
1966	171.2	28.2	26.2	225.6
1967	162.4	30.6	88.7	281.7
1968	188.76	32.6	105.85	327.3
1969	191.48	33.9	45.38	270.76
1970	194.41	35.6	139.84	369.85
1971	216.96	37.1	172.74	426.80
1972	234.28	38.5	78.42	351.20
1973	246.10	40.8	112.40	399.30
1974	257.91	41.2	202.103	501.20
1975'	261.52	57.8	546.65	865.97

Fuente; Evolución Industrial Manufacturera Peruana - MIT.

C U A D R O N° 3

CONSUMO DE ACIDO CITRICO EN LA INDUSTRIA POR
ACTIVIDADES

NOMBRE	DIST. PORCENTUAL %
Fabricación de productos lácteos	1.5
Envase y conservación de frutas y legumbres	2.5
Manufactura de productos de panadería. ⁺	---
Fábrica de cacao, chocolate y confitería.	14.0
Industrias diversas	16.0
Industrias vinícolas	2.0
Fábrica de bebidas no alcohólicas y aguas gaseosas.	64.0
Productos Químicos esenciales, incluidos abonos.	1.0
Aceites y grasas vegetales y animales. ⁺	---
TOTAL	100.0 %

+ Industrias consumidoras, su % es bastante pequeño.

Fuente: Cédulas estadísticas del MIT.

C U A D R O N º 4

PRODUCCION GLOBAL DE LA INDUSTRIA DE BEBIDAS
Y AGUAS GASEOSAS

AÑO	(A) Miles de lt.	(B) TM/año	(C) TM/año	(D) %
1966	192,500	225.60	171.2	75.8
1967	207,600	281.7	162.4	57.6
1968	214,500	327.3	188.76	57.6
1969	217,600	270.76	191.48	70.71
1970	220,925	369.85	194.41	52.56
1971	246,553	426.80	216.96	50.83
1972	266,230	351.20	234.28	66.70
1973	279,658	399.30	246.10	61.63
1974	293,081	501.22	354.35	69.50
1975	297,184	865.973	558.50	64.40

(A) Producción de Aguas Gaseosas.

(B) Importación Total de ácido cítrico.

(C) Insumo de ácido cítrico en la producción de aguas gaseo.

(D) Porcentaje del Volumen total de ácido cítrico

Fuente: Situación de la Industria Manufacturera - BIP.

C U A D R O N° 5

PRODUCCION GLOBAL DE LA INDUSTRIA DE CACAO

CHOCOLATE Y CONFITERIA

AÑO	PRODUCCION ANUAL (Tn)	CONSUMO DE ACIDO CITRICO (Tn/año)
1966	14,300	28.2
1967	15,020	30.6
1968	15,740	32.6
1969	16,400	33.9
1970	17,180	35.6
1971	17,900	37.1
1972	18,620	38.5
1973	19,731	40.8
1974	19,900	41.2
1975	20,780	57.8

Fuente: Cédulas estadísticas de la Dirección de Industrias.

C U A D R O N º 6

PRINCIPALES CONSUMIDORES DE ACIDO CITRICO

LUGAR	EMPRESA
Lima	José R. Lindley e hijos.
Lima	Cía. Embotelladora del Pa cífico.
Lima	Coca Cola.
Lima	Field.
Lima	D'onofrio.
Lambayeque	S. Cassinelli
Lambayeque	Bebidas La Concordia.
Lima	Refrescos Peruanos
Lima	Frutos del País S.A.
Lima	Fábrica de chocolates El Tigre.
Lima	Fleishmann.

Fuente: Dirección de Industrias - MIT.

cuadro N°7) de los cuales se deduce que el consumo se reparte en mayor proporción en Lima (74 %) y Lambayeque (9 %). Como otros departamentos menos consumidores tenemos a Arequipa, La Libertad, Loreto, Junín, etc.

La comercialización del producto se puede hacer por medio de la venta directa a los consumidores o bien por medio de distribuidores normales.

Dadas las características del producto no se invertirá en gastos de propaganda por lo definido del Mercado.

4.1.4.- Análisis de Precios

El precio en el Mercado interno para el ácido cítrico está dado únicamente por el precio del producto importado, el que ha variado en gran medida en los últimos años, como puede verse en el Cuadro N° 1. Por esta razón no podemos predecir el precio que tendrá el ácido cítrico en un futuro próximo.

Para los efectos de determinar el precio a ser usado en el presente estudio nos hemos valido del último precio para el ácido cítrico importado, el cual ha sido estimado de la siguiente manera:

Precio del ACIDO CITRICO (Marzo 1977)

C & F - Callao U.S. \$ 1,498.0/TM	S/.109,354.0/TM
(cambio S/. 73.por dólar)	
Derechos Ad-Valoren (12%)	13,122.0/TM
Derechos Específicos	5,248.0/TM
	<hr/>
	S/.127,725.0/TM

C U A D R O N º 7

CONSUMO DE ACIDO CITRICO POR DEPARTAMENTOS

DEPARTAMENTO	DIST. PORCENTUAL %
Lima	74.00
Lambayeque	8.70
Arequipa	3.00
La Libertad	2.20
Piura	1.50
Loreto	2.80
Tacna	1.50
Cuzco	1.00
Junín	2.60
Huacho	1.40
Otros	1.30
TOTAL	100.00

Fuente: Dirección de Industrias - MIT.

4.2.- DETERMINACION DE LA DEMANDA ACTUAL

Para ubicar la demanda actual, tan necesaria en la determinación de la capacidad de la planta, debemos remitirnos a los datos obtenidos del Anuario Estadístico del Comercio Exterior, que se presentan en el Cuadro N° 1. Dichos datos permiten visualizar la demanda correspondiente a cada año y cómo ésta ha ido incrementándose últimamente debido - al aumento incesante de los precios de los productos importados, originándose mayores stocks de éste insumo para aliviar en cierta medida el desajuste económico en las empresas consumidoras.

4.3.- PROYECCION DE LA DEMANDA

Para llevar a cabo esta proyección hemos utilizado el método de los mínimos cuadrados, llegando a obtener la correspondiente Recta de la Demanda Futura (ver Anexo N° 1) en la cual la demanda aumenta en una proporción de 48 toneladas anuales. El Cuadro N° 8 resume la demanda proyectada.

C U A D R O N° 8

PROYECCION DE LA DEMANDA DEL
ACIDO CITRICO

AÑO	DEMANDA PROYECTADA TM/Año
1976	667.34
1977	715.60
1978	763.86
1979	812.12
1980	860.38
1981	908.64
1982	956.90
1983	1005.16
1984	1053.42

V.- ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

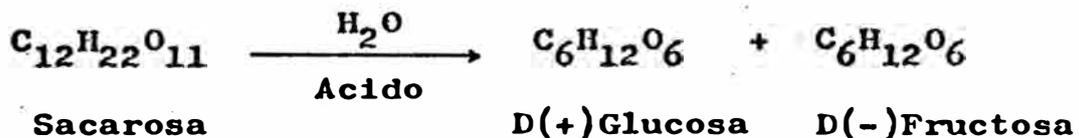
C A P I T U L O V

E S T U D I O D E L A M A T E R I A P R I M A

5.1.- DESCRIPCION DE LA MATERIA PRIMA

La materia prima básica es la sacarosa y los monosacáridos contenidos en las melazas negras. En la melaza negra los azúcares están presentes en un 56 %.

La sacarosa tiene como fórmula $C_{12}H_{22}O_{11}$ que puede representarse como sigue:



Como se verá más adelante, según algunos científicos es la glucosa quien da origen al ácido cítrico.

A continuación se muestra el Cuadro N° 1 que contiene la composición química de las melazas negras de caña de azúcar; seguidamente en el Cuadro N° 2 se aprecia un resumen de dicha composición.

C U A D R O N º 1

COMPOSICION QUIMICA DE LAS MELAZAS NEGRAS

COMPONENTES	PORCENTAJE	
Agua	24.0 %	
Total de sólidos	76.0 %	
Azúcares		
Sacarosa	36.00	
Azúcares Invertidos	<u>20.00</u>	56.00
Sustancias Nitrogenadas⁺		
Albuminoides	0.30	
Amidas (como aspargina)	0.30	
Amino ácidos (ac. aspárt.)	1.70	
Acido Nítrico	0.15	
Amoníaco	0.02	
Bases xánticas	0.30	
Otras sustancias nitro- genadas.	<u>0.23</u>	3.00
Gomas solubles (xilamas, arabanos, pectinas, etc.)		3.00
Acidos libres ^{&}		2.00
Acidos combinados		4.00
		//...

+ Nitrógeno total 0.5 %

& Incluye ácido aconítico, melásico, glutínico y sacarínico.

COMPONENTES	PORCENTAJE	
Cenizas		
Sílice, SiO ₂	0.50	
Potasa, K ₂ O	3.50	
Cal, CaO	1.50	
Magnesia, MgO	0.10	
Ac. fosfórico, P ₂ O ₅	0.20	
Ac. sulfúrico, H ₂ SO ₄	1.60	
Cloro, Cl ₂	0.40	
Sosa, Na ₂ O; hierro, Fe ₂ O ₃ .	<u>0.20</u>	<u>8.00</u>
		76.00
		100.0 %

C U A D R O N º 2

RESUMEN DE LA COMPOSICION DE LAS MELAZAS

NEGRAS

COMPONENTES	PORCENTAJE
Sácarosa	36.0
Azúcares invertidos	20.0
Cenizas	8.0
Sust. org. no glúcidas	12.0
Agua	<u>24.0</u>
	100.0 %

Densidad de la melaza: 12 lb/gal. = 1.44 Kg./lt.

5.2.- DISPONIBILIDAD PRESENTE Y FUTURA

Para la determinación de la disponibilidad de la melaza , punto de suma importancia en nuestro proyecto, fue conveniente acercarse a dialogar con las propias autoridades de la industria azucarera de manera que se pudieran obtener los datos mas precisos.

Como veremos en los cuadros estadísticos que presentamos mas adelante, la disponibilidad de la melaza para el año 1974 fue de 3,368 Toneladas, aumentando hasta 8,000 - Toneladas en el año 1976. Esta cantidad disponible de materia prima comparada con las necesidades de la planta, aproximadamente 3,000 Toneladas anuales, asegura un total abastecimiento en el presente.

En lo que se refiere a la disponibilidad futura podemos afirmar que también está asegurada ya que se estima un incremento anual en la producción del orden del 10 %.

Para tener una visión de la distribución geográfica de la materia prima, presentamos el cuadro N° 4 en el cual se señalan las principales Cooperativas Agrícolas, su ubicación y su porcentaje de producción con respecto al total.

Se observa claramente que la producción se halla concentrada en los departamentos del Norte, siendo Casa Grande la Cooperativa cuyo porcentaje de producción es igual a 26.31 %.

C U A D R O N° 3

PRODUCCION DE LAS MELAZAS NEGRAS

AÑO	STOCK TM	PRODUCCION TM/Año	CONSUMO TM/Año	EXPORT. TM/Año	DISPONIBLE TM (+)
1974	3,604	331,387	283,648	47,975	3,368
1975	3,368	324,569	289,163	29,819	8,955
1976	8,955	326,300	296,800	30,455	8,000

Fuente: CECOAAP Ltda.- División de Comercialización -
Dpto. de Estadística.

(+) Disponible = Stock + Producción - (Consumo + Export.)

C U A D R O N° 4

DISTRIBUCION DE LA PRODUCCION DE LA MELAZA NEGRA

COOPERATIVAS	UBICACION Dpto.	PORCENTAJE DE LA PRODUCCION
Pucalá	Lambayeque	10.84 %
Tumán	La Libertad NO	10.97
Pomalca	La Libertad NO	10.48
Cayaltí	La Libertad NO	5.49
Casa Grande	La Libertad	26.31
Cartavio	Ancash NO	14.33
Laredo	Ancash NO	6.44
San Jacinto	Ancash NO	4.21
Paramonga	Lima	7.54
El Ingenio	Arequipa < NO	0.60
Andahuasi	Arequipa x NO	1.59
Chucarapi	Arequipa *	1.20

Fuente: CECOAAP.

5.3.- ESTADISTICAS DE PRODUCCION, EXPORTACION Y CONSUMO

A continuación se presenta el cuadro N° 3 con los datos de producción, consumo, exportación y disponibilidad de la melaza negra para los años 1974, 1975 y 1976.

La producción de la melaza en los dos últimos años fue menor que la del año 1974, sin embargo la cantidad disponible se incrementó. El consumo ha permanecido casi constante mientras que la exportación aumentó en el último año.

De hacerse realidad el presente proyecto el sector azucarero verá incrementado sus ingresos y se pondrá en movilización un recurso interno para satisfacción de una de las tantas necesidades de la industria nacional.

Teniendo en cuenta un incremento anual del 10 % - en la producción de la materia prima, se estima que para el presente año se producirán 358,930 Tn, alcanzando un valor - próximo a 500,000 toneladas para 1980. Los datos referentes a la proyección de la melaza se detallan en el cuadro N° 5.

5.4.- ANALISIS DEL PRECIO DE LA MELAZA NEGRA

En este punto es difícil decir algo definitivo - puesto que la crisis económica actual imposibilita hacer un pronóstico del precio de la melaza en función del tiempo. Solo podemos mencionar lo relacionado a los datos obtenidos de la Central de Cooperativas Azucareras, los cuales detallaremos seguidamente y serán los utilizados en este -

estudio.

Precio de la MELAZA NEGRA (puesto en CAP)

a.- Para la industria alimenticia (ganadería, industria química de productos balanceados, levadura)

Enero 1977 - S/. 765/TM

Marzo 1977 - S/. 880/TM

b.- Para la industria de glutamatos y alcoholes.

Enero 1977 - S/. 1960/TM

Marzo 1977 - S/. 2254/TM

C U A D R O N º 5

PROYECCION DE LA PRODUCCION DE LAS
MELAZAS NEGRAS

AÑO	PRODUCCION Tn/año
1977	358,930
1978	394,823
1979	434,305
1980	477,736
1981	525,509
1982	578,060
1983	635,866

Fuente: CECOAP.

VI.- I N G E N I E R I A D E L P R O Y E C T O

C A P I T U L O VI

I N G E N I E R I A D E L P R O Y E C T O

6.1.- DESCRIPCION DE LOS PROCESOS USADOS

Existen tres métodos de fabricación de ácido cítrico :

- a) Producción Micológica.
- b) Extracción del ácido de los limones.
- c) Extracción del ácido de la piña.

Estos tres métodos tienen muchos procesos en común que serán descritos en conjunto. Cada método se diferencia hasta el momento de precipitar el citrato de calcio, pues la recuperación del ácido en cuestión es similar para los tres procesos de fabricación mencionados; los pasos previos serán descritos a continuación.

a) Producción Micológica:

Fue descubierta por Wehmer en 1893. Consiste en una fermentación de azúcares de cadena lineal. El moho que se empleó era parecido a la penicillium, que Wehmer llamó cytromices. La mayor parte de trabajos se han realizado con cepas de *Aspergillus Niger*. Puede producirse el ácido partiendo

de compuestos con 2, 3, 4, 5, 6, 7 y 12 átomos de carbono.

A pesar que se posee numerosos datos cuantitativos, propios de investigaciones, aún no existe una explicación sa tis fac to ria de la reacción que ocurre.

Como materias primas más comunmente usadas están la sacarosa pura, de caña o remolacha, y las melazas purifi ca da s. Se ha comprobado que el almidón malteado no es apropiado. Además del carbono, hidrógeno y oxígeno que dan los carbohi dr at os, el microorganismo necesita como elementos nutritivos N_2 , K, P, Mg y S. Otros factores importantes en la producci ón del ácido son la concentración de la solución, las técni ca s de cultivo e inoculación, la temperatura, el pH de la so lu ci ón y el aeración.

En esencia, la operación industrial consiste en la inoculación de una solución azucarada estéril, en recipien tes de cultivo, con un organismo adecuado. A una temperatura determinada (óptima) se forma primero el micelio (masa de fi la men tos entrettejidos) y luego el ácido cítrico. La fermenta ci ón se completa de 5 a 14 días. Luego se extrae el líquido, se lava el micelio y se prensa para separar el ácido cítrico presente. El líquido total se traslada a un tanque apropiado para la precipitación del citrato de calcio.

b) Extracción del Acido de los Limones:

El contenido del ácido cítrico es estos jugos oscila entre el 5 a 8% en peso. Desde los almacenes propios de los limones, estos pasan a tanques lavadores que los limpian su-

perforados superficialmente . Son sometidos luego a un minucioso control de calidad donde separan los limones en mal estado y pasan luego a la máquina montadora. La corteza se usa para obtener el aceite esencial de limón. La porción interior blanca para la obtención de pectinas , que son subproductos valiosos .

La pulpa se corta, se desmenuza y se aplasta en grandes prensas de rodillos en los cuales es parcialmente extraído el jugo y trasladado al tanque medidor.

La pulpa se somete , por lo general , a una o dos lixiviaciones con el líquido diluido procedente de una extracción anterior.

Los jugos reunidos , que son muy viscosos por contener aproximadamente 0.5 % de pectina, se recogen en grandes tanques de madera o acero con capacidad de 10,000-20,000 galones. En esos tanques se deja el jugo de 4 a 10 días para que sufra una fermentación espontánea.

Esta fermentación es necesaria para poder filtrar el jugo, porque transforma los azúcares, las pectinas y las proteínas , sustancias que impiden un buen filtrado.

No se permite que el proceso vaya mas allá del punto en el cual los azúcares han fermentado completamente, porque los fermentos atacarán al ácido cítrico.

No hay necesidad de inocular al jugo con un organismo especial, pues para la fermentación basta haber conservado en el tanque una pequeña cantidad del líquido procedente de una fermentación anterior.

Cuando la fermentación espontánea llega al punto - que permite la filtración, se añade una ayuda filtrante, por lo general tierra de diatomáceas, y se agita la mezcla por medio de algún mecanismo apropiado mientras se está calentando.

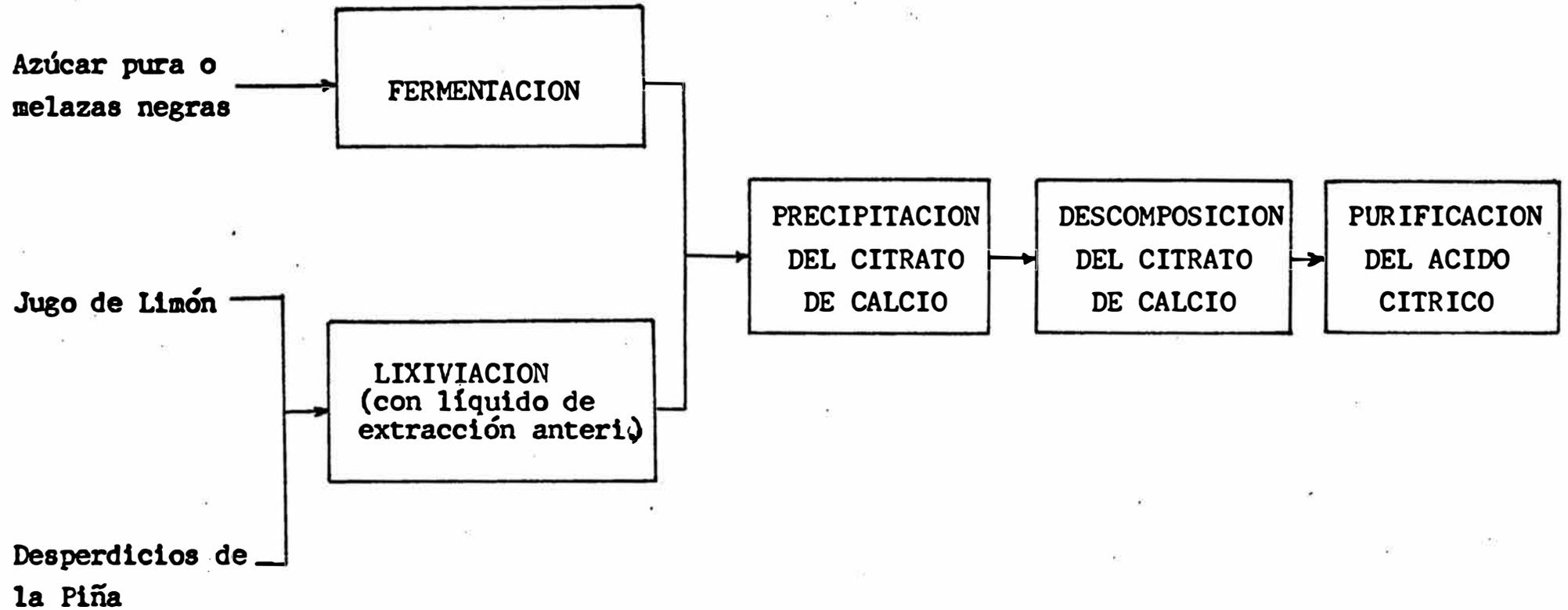
Después se filtra en grandes filtros prensas de caja o en prensas rotativas. El jugo filtrado contiene de 5 a 6 % de ácido cítrico. Normalmente se diluye el jugo con la segunda y tercera extracción de la pulpa que contiene 3 - 4 % de ácido cítrico.

El jugo filtrado se traslada caliente a cubas de precipitación cilíndricas de madera con una capacidad de 3,000 a 8,000 galones para recuperar el ácido en forma de citrato de calcio.

c) Extracción del Acido de la Piña:

La Piña contiene un promedio aproximado de 0.72 % de ácido cítrico. La fuente de materia prima se encuentra en los residuos y los desperdicios de la industria empacadora - de piñas de Hawái. Esta industria conservera maneja anualmente enormes cantidades de piñas. Como éstas tienen que ser cortadas para que entren en los botes, resulta una gran cantidad de materiales de desperdicio que junto con el fruto que no puede utilizarse para enlatarlo por su tamaño, su ca-

PROCESOS DE OBTENCION DEL ACIDO CITRICO



lidad defectuosa o su aspecto , se emplea para producir el ácido cítrico. Los residuos se recogen , se cortan y se transforman en pulpa en máquinas adecuadas y después se presan.

La pulpa se somete a una lixiviación con agua o con líquido diluido procedente de la extracción anterior y luego se concentra para recuperarlo como citrato cálcico.

6.2.- SELECCION DEL PROCESO A UTILIZARSE

El tercer método de fabricación queda descartado pues la producción de piñas no abastecería la necesidad industrial.

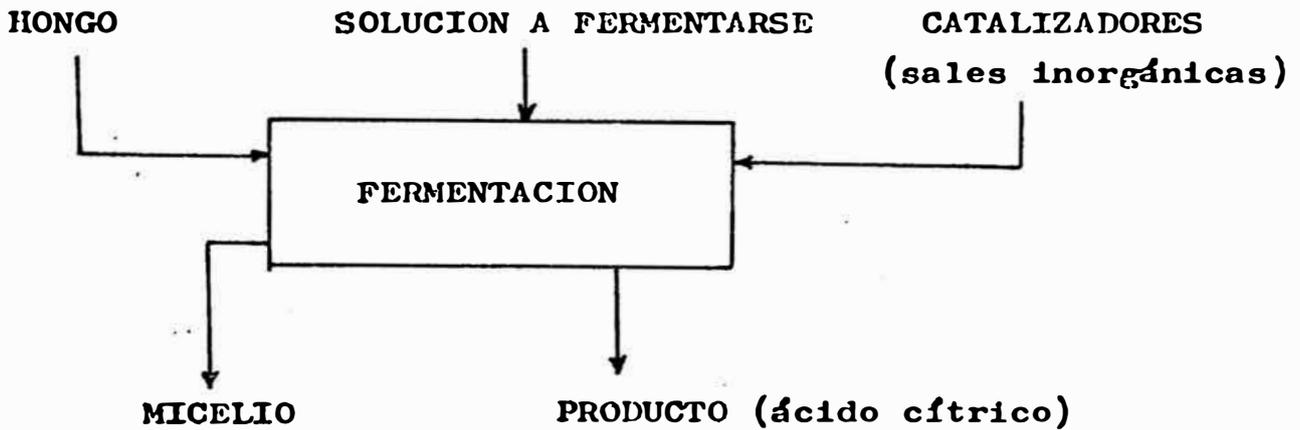
Respecto a los otros dos procesos (micológico y a partir de limones) se puede asegurar que son los dos métodos más usuales. En el primer caso se usa azúcar o melaza negra como materia prima, que acá en el Perú son de gran disponibilidad debido a su abundancia.

En cuanto a la producción de limones, éstos también presentan escasez , pudiendo aprovecharse únicamente los desperdicios de la planta de aceites esenciales que existe en el Departamento de Piura. Por tal motivo el estudio de la producción de ácido cítrico por el método micológico es el más acertado pues la abundancia de materia prima en el País facilita considerablemente la factibilidad , lo que en otras

palabras significa mayor posibilidad económica.

Hay que recordar que el factor económico juega un papel decisivo en la selección del proceso , y este factor - conduce a que el método micológico es más económico por la disponibilidad de la materia prima en el Perú, esto es, el azúcar en diversas formas.

6.3.- FUNDAMENTOS DE LA FERMENTACION



6.3.1.- GENERALIDADES

Antes de entrar a desarrollar este punto es conveniente aclarar que esto es competencia de la microbiología , campo ajeno al de los autores.

El empleo de microorganismos para convertir una sustancia en otra es una ciencia que el hombre estudia asidua--

mente por sus aplicaciones energéticas. Actualmente se dirige los procesos vitales de bacterias y mohos para la producción de productos químicos.

El primer hombre que estudio los fenómenos que se producen en una fermentación fué Louis Pasteur el cual dedujo que ésta se debe directamente a los procesos vitales de diminutos microorganismos.

En el proceso de fermentación de carbohidratos para la producción de ácidos orgánicos, se trabaja con hongos; podemos afirmar que estos constituyen una división de las plantas sin clorofila y también comprenden levaduras y setas.

Si se proporciona científicamente alimentos a estos organismos microvegetativos no sólo crecerán y se multiplicarán sino que se transformarán su alimento en otras sustancias químicas.

Los mohos son filamentos multicelulares y aumentan por crecimiento vegetativo del filamento. El ciclo de reproducción vegetativa de estas bacterias es corto, midiéndose en minutos.

Es importante hacer notar que la técnica de la microbiología requiere especialistas que se dediquen al sembrado y cultivo óptimo de la cepa que particularmente demuestre ser la mejor para la producción de ácido cítrico en este caso y de productos químicos en general, esto porque las bacterias y mohos empleados requieren ambiente y alimentos específicos.

Durante el período de crecimiento, además del alimento primario energético se necesitan sustancias nutritivas tales como fosfatos, nitratos, un pH y temperaturas favorables, que posteriormente se analizarán de manera detallada. Existe sustancialmente dos tipos de fermentaciones:

- a) Cultivo en superficie; en donde el medio de cultivo se distribuye en bandejas de aluminio de $200 \times 5 \text{ cm}^2$, las cuales se colocan en cámaras de fermentación cerradas donde se forma el micelio al cabo de 2 días a 33°C , al cual se ha suministrado aire esterilizado y dosificado. Proceso de 7 a 14 días.
- b) Cultivo sumergido; es más económico en su realización. Los fermentadores son de acero inoxidable, donde el medio de cultivo es agitado y aerado constantemente en condiciones acépticas. Proceso de 9 a 12 días en algunos casos.

El proceso de cultivo en superficie trae consigo resultados no muy satisfactorios, debido principalmente a la contaminación ambiental.

Técnicas más modernas usan cultivos sumergidos en e normes Deep-tanks, donde el proceso es mejor controlado.

En términos generales, la oxidación de carbohidratos en presencia de oxígeno se llama "respiración".

La característica que diferencia una fermentación de un proceso químico es la naturaleza de la catálisis empleado en el primero de estos procesos; esto es, por "ENZIMAS".

Aunque los microorganismos son los proveedores más

usuales de estas enzimas, no son los únicos. Las enzimas están íntimamente vinculadas con materias vivientes en variedad aparentemente enorme y algunos experimentadores usan glándulas animales y otros productos similares como suministro de enzimas. Sin embargo el conveniente manipuleo de microorganismos y la rapidez con que ellos crecen y el catalizador deseado ha hecho que estos gérmenes sean difícilmente superados en el campo comercial.

6.3.2.- FACTORES IMPORTANTES EN LA FERMENTACION

a) Microorganismos

La selección del microorganismo debe ser precisa ya que algunos hongos producen rendimientos bajos, otras sustancias indeseables o en otros casos características de un cultivo inestable que impiden una producción económica. Limitándonos a la producción de ácido cítrico sabemos que el agente preferido como fermento pertenece a una raza del hongo llamada *Aspergillus Niger* que posee las siguientes características

- 1.- Grandes rendimientos de ácido a partir de altas concentraciones de fuentes de hidratos de carbono bajo condiciones de reproducción reproducibles.
- 2.- Crecimiento relativamente rápido.
- 3.- Tolerancia a la acidez excepcionalmente alta.
- 4.- Baja formación de subproductos.

Wehmer en sus investigaciones usó dos especies de gérmenes que él llamó *CITROMYCES PFERIANUS* Y *CITROMYCES GLABER*, asimismo descubrió que otros gérmenes son capaces de pro-

ducir ácido cítrico de soluciones azucaradas bajo ciertas con
diciones específicas. Una de las primeras patentes describen
el uso del "mucor piriformis" obtenido de la descomposición
de ciertas frutas. El proceso usado en esta patente es el misg
mo que "Wehmer describe en sus primeros estudios". La mayor
cantidad de trabajo se llevó a cabo, con varias muestras de
Aspergillus y en esa época se pensó que el color del organigo
mo era fundamental en la producción de ácido cítrico. De manera
tal que Falck y Kingma establecieron que formas negras, marr
rones, ó amarillentas eran las que formaban el mayor ácido.
Thom y Currie, sin embargo, aseguraron que este concépto es-
taba equivocado.

La patente Wuland es muy interesante porque usó mosg
to en lugar de hongo y el sustrato consistía en una solución
0.2 N de sodio, acetato de calcio ó ácido acético el cual era
aereado e inoculado con mosto de cerveza. De acuerdo a esta pa
tente, gran parte de ácido acético había desaparecido despu-
és de 12 horas y se obtenían ácidos succínico y cítrico.

Es posible que pocos de estos afamados investigado-
res usarán auténticos métodos de cultivo y ciertamente la pure
za de algunos cultivos dejaba mucho que desear.

b) Azúcar

Como se mencionó anteriormente muchas sustancias org
ánicas que contengan de 2 a 7 y 12 átomos de carbono pueden
fermentar ácido cítrico. Los mejores rendimientos se han cong
seguido de sacarosa y fructosa. En algunos casos bajo circunsta
ncias especiales, la glucosa ha dado buenos resultados cong

parados con aquellos de la sacarosa. Para fermentaciones industriales se recomienda principalmente sacarosa pura; malto-sa y melazas son menos deseables. Una concentración buena oscila entre 14 y 20% en azúcar. Currie sugiere usar de 125 a 150 gramos de sacarosa por litro en fermentaciones que oscilan de 9 a 12 días. Ellos encontraron que una concentración mayor al 15% deja azúcar sin reaccionar.

c) Sales Inorgánicas.-

Es necesario agregarle nitrógeno al cultivo, también potasio, fósforo, azufre y magnesio, pues éstos sirven de fortificantes para el germen. La siguiente tabla muestra las proporciones fijadas de tales sales, tanto por Currie como por Dolger y Prescott.

	Currie (gr/lt)	Dolger & Prescott (gr/lt)
Sacarosa	125 a 150	140
NH ₄ NO ₃	2 a 2.5	2.23
KH ₂ PO ₄	0.75 a 1	---
MgSO ₄ . 7H ₂ O	0.20 a 0.25	0.23
HCl para pH=3.4 (4 a 5 ml N/5)	X	no usan
K ₂ HPO ₄	no usa	1.0
HCl para pH= 2.2 a 1.6	no usa	X

Además Dolger y Prescott sugirieron esterilizar la solución durante 30 minutos a 8 - 10 psi.

Si agregáramos más de 2.5 gr. de NH₄NO₃ o más de

1.5 gr. de PO_4HK_2 y/o mayor cantidad de $\text{SO}_4\text{Mg}\cdot 7\text{H}_2\text{O}$ se empieza a formar ácido oxálico en mayor cantidad, agregándole más de 2.5 gr/lit de NO_3NH_4 se empieza a formar materia dura. El suministro de nitrógeno debe ser bien regulado.

Wells y Herrick dan las siguientes cantidades de sales usadas en la fermentación:

KH_2PO_4	0.03 a 0.10%
MgSO_4	0.01 a 0.05%
NH_4NO_3	0.16 a 0.32%

Se ha encontrado también que NO_3Na (0.4%) es mejor que NO_3NH_4 o $\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$, para un mejor rendimiento de ácido cítrico. El agregarle NO_3K (0.35%) mejora considerablemente la producción.

Existen también otros compuestos inorgánicos que favorecen la producción del ácido, tal como hierro o zinc pero esto no está generalizado pues algunos químicos-biólogos opinan que tanto el zinc como el hierro estimulan el crecimiento del micelio, sin mejorar el rendimiento del ácido. En la búsqueda del porcentaje óptimo de nitrógeno, Bernhauser e Iglamer encontraron que éste oscilaba entre 0.07 % y 0.0875 % para una muestra de germen que ellos utilizaron, mientras que otros investigadores reportaron que porcentajes entre 0.01 y 0.03 eran suficientes; los mismos científicos opinaron que poca cantidad de nitrógeno favorece la producción de ácido, mientras que altas cantidades favorecen el tamaño del micelio con poca producción de ácido cítrico,

sin embargo las condiciones varían de acuerdo al carbohidra-
usado. El nitrógeno fue sustituido por el sulfato de amonio ,
cloruro de amonio, nitrato de potasio y nitrato de sodio, ni-
trato de litio y nitrato de calcio, y se ha encontrado que sa-
tisfactoriamente suministran N_2 en algunos casos. Como fuente
orgánica de nitrógeno se puede mencionar a los amino ácidos.
Sakaguchi y Yamaya usaron 0.4% de peptona y cuando se usó ni-
trato de sodio, la formación de ácido oxálico aumentó. Sumiki
obtuvo máximo rendimiento de ácido cítrico usando una sustan-
cia nutritiva con 0.05% de peptona.

Pero BERNHAUR no aceptó la presencia de la pepto-
na. Mc Bermontt informó que el *Citromyces glaber* y *Pfeferia*
nus podían usar ácido úrico y úrea para proveerse de nitróge-
no. Eisenman y Blumeufeld usaron úrea en su medio y acetato
de potasio también.

Además del nitrógeno , hay que agregar al sustrato
fosfatos y magnesio. Los fosfatos pueden ser suministrados -
por el fosfato ácido de potasio o como sales dibásicas. Scüc
sostiene que en el cultivo sumergido se puede prescindir de
fosfatos. El magnesio entra como sulfato.

Las investigaciones sobre las sales inorgánicas -
aún continúan y hay muchas teorías; Vasil'ev demostró que la
producción de ácido cítrico mejora con la presencia de 0.01%
de sulfato de zinc y Porges estableció que zinc y hierro e-
ran esenciales para el aumento del hongo y para la produc-
ción de ácido cítrico. Por otro lado Chrazasgcz y Peyros fue-
ron de la opinión que sales de zinc eran dañinas mientras -

Zaldívar encontró que ni cloruro de fierro ni sulfato de zinc tenían ningún efecto en la producción de ácido cítrico cuando se usaba *Aspergillus Niger*.

Mc Dermontt encontró que cloruros de fierro y zinc tenían un efecto retardatorio en la producción de ácido cítrico cuando se usaba *C. glaber* ó *pfeferianus*. Giordani con sus experimentos aseguró que trazos de fierro, eran dañinos; Steiberg estableció que fierro, zinc, cobre, manganeso y molibdeno eran esenciales para el desarrollo normal del *Aspergillus Niger*.

La siguiente es una tabla que resume ciertas proporciones de sales nutritivas usadas para fortalecer el moho. Las cantidades, están expresadas en gr/lit. No es el resumen del total de las teorías expuestas, sino de las más importantes.

NO_3NH_4	NO_3K	$\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$	$\text{PO}_4\text{H}_2\text{K}$	PO_4HK_2	$\text{SO}_4\text{Mg. } 7\text{H}_2\text{O}$
2.0 a 2.5	-----	-----	0.75 a 1	-----	0.2 a 0.25
2.23	-----	-----	-----	1.0	0.23
-----	3.6	-----	0.2	-----	0.60
3.0	-----	5	1.0	-----	1.0
-----	-----	-----	2.5	-----	1.2
1.6 a 1.3	-----	-----	0.3 a 1	-----	0.1 a 0.5
2.0	-----	-----	1.0	-----	0.5
2.5	-----	-----	1.0	-----	0.2
-----	3.5	-----	0.3	-----	0.1

Continúa :

NO_3NH_4	NO_3K	$\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$	$\text{PO}_4\text{H}_2\text{K}$	PO_4HK_2	$\text{SO}_4\text{Mg} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
0.356	-----	-----	0.08	-----	0.08
2.2	-----	-----	1.0	-----	0.23
2.0	-----	-----	3	-----	0.2
2.0 ^a	-----	-----	0.15	0.15	0.10
2.0 a 2.5	-----	-----	0.7 a 1 ^b	-----	0.2 a 0.25

a Equivale a 3 gr. de peptona.

b Fosfato de calcio.

d) Control de pH

Este control es de suma importancia para el buen progreso de la reacción de fermentación.

El uso de un pH bastante bajo favorece la producción de ácido cítrico y minimiza el peligro de contaminación mientras que un pH alto favorece la formación de ácido oxálico aumentando el peligro de contaminación por organismos extraños.

La esterilización es más efectiva cuando existe un pH bajo.

Es conveniente trabajar con un pH = 2.2 al inicio de la fermentación. El HCl es el usado para controlar el pH entre un rango no menor de 3.4 ni mayor a 3.5. Dolger y Prescott preferían usar pH de un rango de 1.6 a 2.2.

Variaciones grandes en el pH del medio serán resul-

tado del debilitamiento del moho. Fernbach usó HCl para alcanzar un pH de 1.8, mientras que Chaterjee trabajó con un pH de 2.2.

De acuerdo a Prescott de Dunn no se considera generalmente como necesario el añadir carbonato de calcio para neutralizar el ácido formado durante la fermentación. Sin embargo bajo ciertas condiciones la adición del carbonato podría parecer recomendable. Al momento que el azúcar ha reaccionado en un 100% el carbonato protege al ácido formado de ser consumido por el hongo. Buchner y Wunstenfeld también indicaron que el hongo podía utilizar el ácido cítrico si no se neutralizaba. Mientras exista azúcar sin reaccionar no es conveniente agregar el carbonato.

Se puede usar carbonato de sodio ó calcio indistintamente. Por otro lado Kirzanova obtuvo, mejores rendimientos cuando efectuó una neutralización parcial con carbonato ó hidróxido de sodio a un pH = 4.

En cualquier caso la producción de ácido cítrico se ve favorecido con un medio bastante ácido.

e) Temperatura

Doelger y Prescott recomiendan trabajar entre 26° y 28°C ya que a mayores temperaturas se origina demasiado ácido oxálico. El control de la temperatura conjuntamente con la naturaleza del azúcar, la presencia de sales nutritivas y la muestra fortalecida del microorganismo, juegan un papel importante en la determinación y período de fermentación de ácido cítrico.

La siguiente tabla muestra ciertas temperaturas determinadas por los precursores de la investigación del ácido cítrico producido por una fermentación.

<u>TEMPERATURA</u> (°C)	<u>INVESTIGADOR</u>
20	Virtanen y Pulkki
30 - 32	Mel'nikora y Trofimora
26 - 28	Doelger y Prescott
30	But Kevich y Gaeoskaya
38	But Kevich y Mel'nikora
20 - 25	But Kevich y Baninora
28 - 30	Crzaszcz y Peyros
35 - 37	Das - Supta
30 - 32	Kostnichev y Berg
25	Chatterjee, Kambanser y Saúzas
30	Tabeda y Mabano
15 - 20	Wehmer y Bleyer
26 - 35	Zender
28 - 35	Eirenman y Blumenfeld.

f) Suministro de aire

Como se ha mencionado anteriormente, el aire debe estar purificado y bien dosificado; buenas condiciones de aire son: estéril, humidificado, libre de CO₂ entre otros factores. El germen es aerobio por lo que este suministro es de vital importancia en la producción de ácido cítrico. La regulación del aire al fermentador debe hacerse experimentalmente para cada aparato en particular.

De una aereación deficiente, puede resultar una contaminación total dando lugar a la pérdida de la disolución en proceso de fermentación. Es así como el aire pasa por un filtro de polvo, luego es comprimido y filtrado a través de camas de sustancias fibrosas como por ejemplo lana de vidrio y algodón o partículas activadas de carbón.

Por otro lado, el control de la cantidad de aire que es insuflada al fermentador tiene un carácter primordial ya que si es suministrado en defecto, el crecimiento y reproducción del hongo se verá disminuído, mientras que si el suministro es efectuado en exceso, el resultado será una mayor formación de ácido oxálico.

g) Duración del Período de Fermentación

En la producción de ácido cítrico por el método de tanques poco profundos, la fermentación se complementa entre 7 y 10 días.

La siguiente tabla muestra los períodos de fermentación obtenidos por los principales investigadores en la producción del ácido cítrico.

<u>TIEMPO (días)</u>	<u>INVESTIGADOR</u>
2 - 5	Protod Yakonov
10 - 14	Buchner y Wüstenfeld
12	Bernhaver y Iglaver
8	Butkevich y Gaevskaya
6	Butkevich y Mel'Nikova -
	Eisen Hann y Blumenfeld

<u>TIEMPO (días)</u>	<u>INVESTIGADOR</u>
4	Scücz
7 - 11	Chrzaszcz y Peyros
10	Chrzaszcz y Zakdmorny
7 - 8	Das - Gupta: Porges
20	Filosofov y Malinduski
9 - 10	Chatterjee
8 - 10	Wehmer
9 - 11	Takeda y Nakano
8 - 12	Nussbaum
10	Doelger y Prescott
5 - 8	Bleyer
15	Kanhaüser

h) Rendimientos.-

Wells y Moyer obtuvieron un rendimiento del 90.7% en peso de ácido cítrico producido por azúcar consumida. El balance de materias que hicieron éstos biólogos fue en base al carbono. Clutterbuck obtuvo un rendimiento cerca del 87% para una escala semicomercial.

Cabe indicar que en fermentaciones industriales, el rendimiento obtenido es alrededor del 60 %.

Por otro lado, los factores responsables por la variación del período de fermentación, también gobiernan el rendimiento.

En fermentaciones del tipo de conversión (sistemas de oxidación - reducción) es muy posible repetir los

rendimientos en una forma convencional. Los rendimientos - pueden ser expresados como un porcentaje teórico, donde la cantidad estequiométrica del producto equivalente a una undad de masa del carbohidrato de partida es usada como cantidad estandar. Los rendimientos del ácido glucónico y cítrico, así como también del alcohol pueden expresarse en éste - sentido.

Mas comúnmente, los rendimientos de conversión son expresados en relación a la cantidad total de carbohidrato utilizado. El producto formado por peso del azúcar utilizada es una forma común de expresar el rendimiento.

Las figuras N° 1 y N° 2 muestran algunas variaciones en la producción por batch del ácido cítrico.

1) Recuperación del Acido Citrico.-

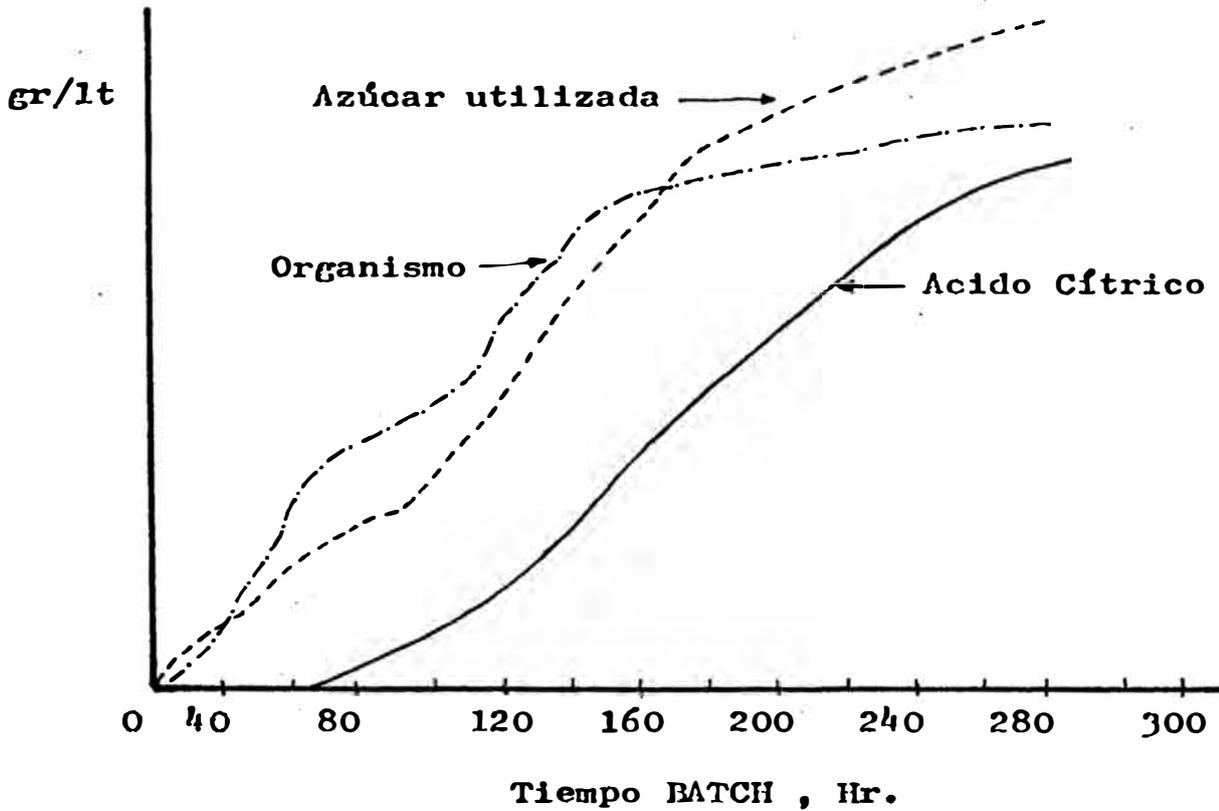
La concentración del ácido en el licor de la fermentación puede variar entre 10 a 15 % y a su vez puede recuperarse en la forma convencional, esto es, a través de su sal de calcio; el citrato precipita en una solución caliente y neutra que luego al tratarse con ácido sulfúrico se recupera el ácido cítrico que es separado del precipitado de - sulfato de calcio. Una ampliación de éste punto se encuentra en la parte concerniente a la descripción detallada del proceso.

j) Método de Cultivo.-

La transferencia sucesiva de esporas de un medio a otro de composición uniforme, fortalece más el germen obteniéndose mejores resultados de ácido cítrico.

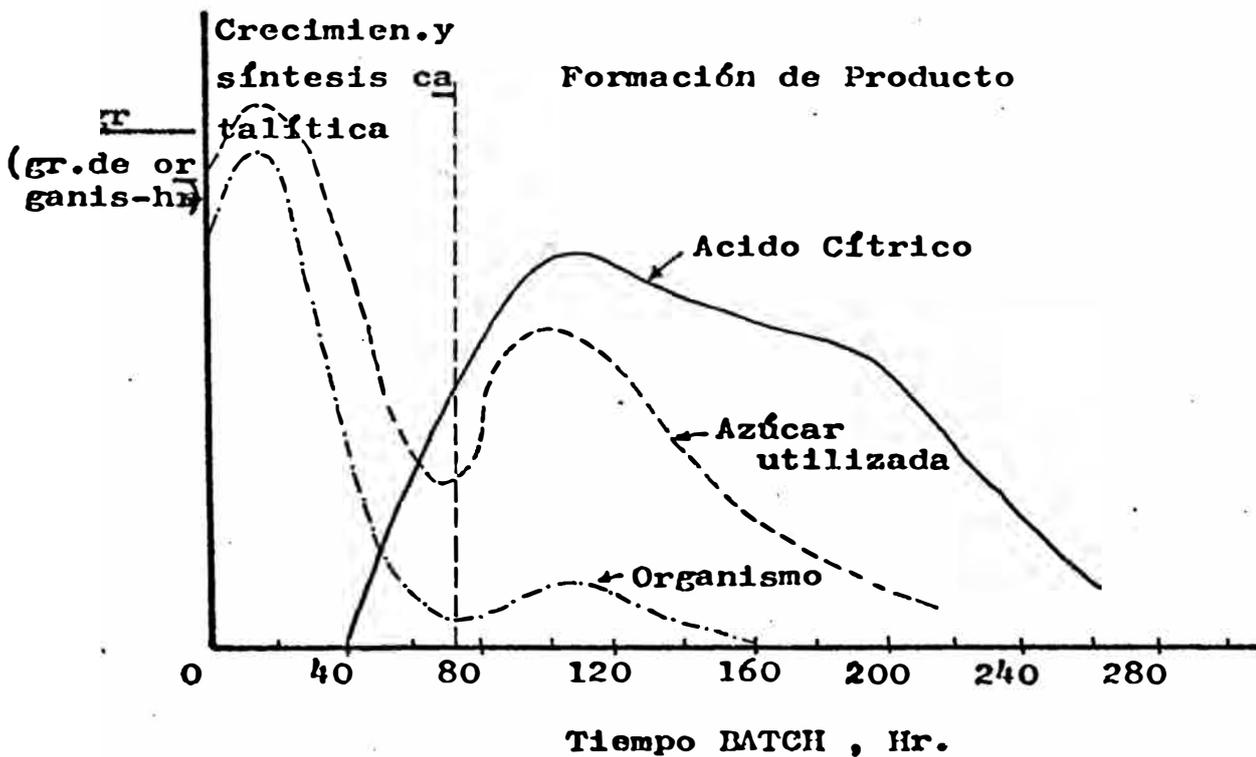
F I G U R A N°1

VARIACION EN LA CONCENTRACION



F I G U R A N°2

VELOCIDAD DE REACCION



El método de cultivo exacto depende principalmente del tipo de moho a ser usado. Es así como Berg trabajó con 3 clases de *Aspergillus Niger*, encontró que mediante transferencias sistemáticas del hongo en soluciones nutritivas de Agar-Agar, incrementaba su actividad. Doelger y Prescott también encontraron que la producción de ácido se incrementaba cuando se efectuaban transferencias sucesivas de cultivos.

k) Ejemplo de una prueba de Laboratorio

Una vez que se cuenta con un germen suficientemente fortalecido, se procede a la fermentación en sí.

Formula de Doelger y Prescott utilizada:

	gr/lit
Sacarosa	140.00
NO_3NH_4	2.23
PO_4IK_2	1.00
$\text{SO}_4\text{Mg} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0.23

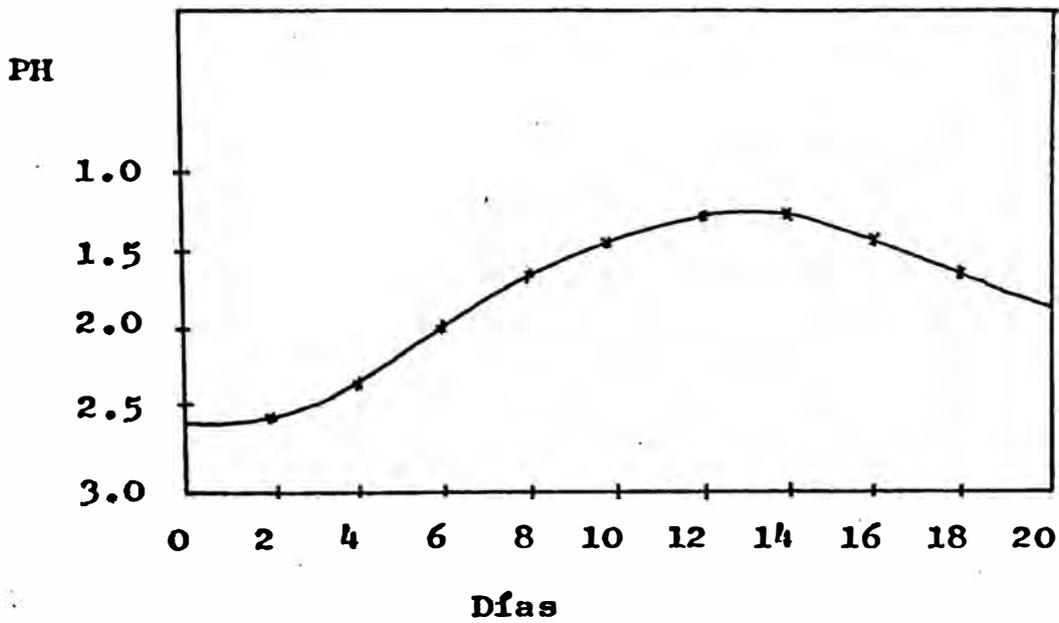
Aquí las sales y el azúcar son disueltos en H_2O destilada hasta completar un litro. El ajuste del pH a 2.2 se hace utilizando HCl 0.1 N.

Esta solución es esterilizada siendo luego inoculada por el hongo fortalecido, dándose inicio a la fermentación. La figura N°3 muestra la variación del pH de la solución durante el período de fermentación.

Cuando se ha convertido el 90% de la sacarosa presente en la solución, el incremento de la acidez disminuye. En una fermentación la acidez aumenta entre el 9^o y 10^o día

FIGURA Nº 3

VARIACION DEL PH DE LA SOLUCION DURANTE
EL PERIODO DE FERMENTACION



cuándo se halla el 7 u 8% de ácido cítrico y hay menos de 1% de ácido oxálico. Un 8% en la concentración de ácido cítrico equivale a una solución 1.2 N.

6.3.3.- TEORIAS PARA EXPLICAR EL MECANISMO DE LA REACCION

Wehmer fué el primero que reportó que cierta clase de gérmen cuando crecía en soluciones de azúcar, podía producir ácido cítrico. El usó 2 especies de mohos a los cuales, denominó "Citromyces pfeferians" y "C. Glaber" de los cuales obtuvo ácido cítrico por exposición de una solución de 5 a 10 por ciento de sacarosa o dextrosa con aire durante unos días transfiriendo luego las esporas a un medio estéril; Wehmer creyó que la formación de ácido cítrico a partir del azúcar era análoga a la transformación de la glucosa a ácido láctico. Tal teoría no explicó adecuadamente el mecanismo de la reacción a los científicos de esa época. El hecho que un compuesto de cadena ramificada era formado a partir del azúcar en la cuál no existe ese tipo de estructura, condujo a una tremenda investigación cuyo objeto era explicar el mecanismo de la reacción.

En 1904 Maze y Perrier estudiaron la formación de ácido cítrico por cierto gérmen Penicillium y Citromyces y declararon, en una explicación algo insuficiente en base a la evidencia experimental, que el ácido era formado a expensas de la proteína material en el medio y no a partir del azúcar.

Herzog y Polotzky siguiendo en algo ésto, creyeron que la formación del ácido por cierta clase de gérmen estaba

relacionada al contenido de nitrógeno en el medio como también a la concentración de ácido fosfórico presente.

Currie demostró que por una selección cuidadosa de cultivos y condiciones de crecimiento, el "Aspergillus Niger" podía producir más ácido cítrico que oxálico cuando se propagaba en soluciones de azúcar. Un trabajo previo de Herzeg y Polotzky indicaron que ambos cítrico y oxálico eran formados por el Aspergillus Niger. La ecuación general de Currie fué:

Carbohidrato → ácido cítrico → oxálico → dióxido de carbono
→ mycelium

Butkevich creyó que el ácido cítrico se formaba por el desarrollo normal del "C. Gäber" y que el ácido era probablemente un producto útil resultado del metabolismo de tal crecimiento. Jauquet refutó el mismo criterio y después de 15 años estableció que la formación del ácido se operaba durante el crecimiento del micelio, donde el ácido aparecía como un producto intermedio del metabolismo alcanzando de la oxidación incompleta del azúcar y sin embargo, Kalck y Kigma, en base a sus experimentos, no consideraron el ácido cítrico un producto del metabolismo normal.

En un trabajo posterior Butkenich y Gacoskaya propusieron que la formación del ácido era el resultado de una condensación alcohólica en la molécula de azúcar formando un "Ring" de cinco esquinas. Esto era seguido por una oxidación quebrando tal "Ring", donde como resultado se obtenía un pro

ducto ramificado (ácido cítrico).

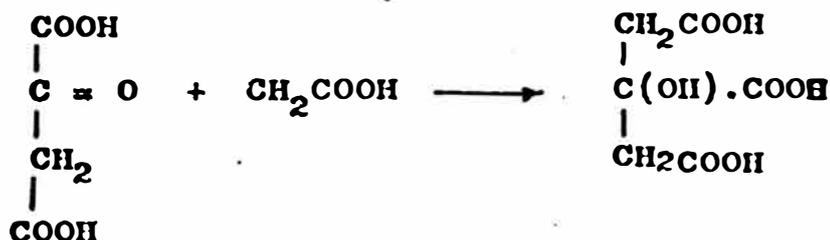
Butkevich, Menzahinskaya y Trafinova en un trabajo subsiguiente intentaron probar ésto experimentalmente, pero los resultados obtenidos ni afirmaron ni confirmaron la hipótesis.

En el mismo año en el cuál Butkevich había avanzado su teoría, publicó un trabajo con la colaboración de Menzahinskaya y Trofinova los cuales establecieron que el ácido cítrico se formaba por la reducción de sustancias (glucosa y levulosa) en el micelio y que el micelio libre de tales sustancias reductoras era incapaz de acumular ácido cítrico. Sin embargo, Chrzaszcz y Zabomorny no pudieron encontrar evidencia para afianzar este concepto.

Butkevich refutó a Chrzaszcz y Zabomorny en las conclusiones en base a una inadecuada descripción del procedimiento de experimentación. El fue más favorable a la teoría de Raistrick y Clark, de acuerdo con la cual se producía un rompimiento del azúcar a ácido oxálico, envolviéndolo la formación intermedia del $\beta\gamma$ -dicetoadípico. Esto pues sometía la hidrólisis a ácido acético y ácido oxálico. Una condensación del ácido oxalo-acético con ácido acético dará ácido cítrico

ósea: Acido oxalo-acético

Acido cítrico



Bernhaver y Thelen en base a algunas investigaciones concluyeron que el proceso iba a través de una fase de aldehído, pero Butkevich en un trabajo anterior decía que la fermentación para obtener el ácido cítrico no estaba genéticamente relacionada a la fermentación alcohólica y que el aldehído probablemente no era precursor del ácido cítrico. Chrzaszcz, Tnikow y Zabomorny desarrollaron el punto de vista de que la transformación del azúcar a ácido iba a través de las siguientes etapas:

Alcohol \rightarrow ácido acético \rightarrow ácido glicólico \rightarrow ácido maleico \rightarrow ácido cítrico.

Un trabajo posterior de Wang indicaba que el ácido cítrico iba a aldehído o directamente a dióxido de carbono y agua sin la formación de productos intermedios de la oxidación del azúcar; Bernhaver y Siebenauger creyeron que la formación de (productos intermedios) ácido cítrico de los azúcares era probablemente a través de ácido acético, dos moléculas de las cuales condensaban para formar un ácido dicarboxílico de 4 carbonos.

Este puede entonces condensar con un tercer ácido de 2 carbonos para producir el ácido cítrico; como Foster lo demostró, no hay evidencia experimental para éstos tipos de condensaciones.

Johnson, Knight y Walker en base a sus datos, concluyeron que la formación de ácido cítrico por el *Aspergillus Niger* no envolvía una fermentación preliminar a alcohol. Wells, Moyer y May demostraron también que la fermentación

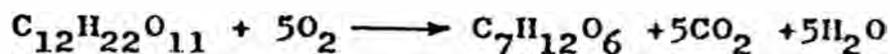
cítrica no ocurría por un proceso envolviendo el rompimiento hacia abajo (Breakdown) de la glucosa en forma análoga a la que ocurría en la fermentación alcohólica. Estos resultados fueron sustentados por investigaciones de Chrzaszcz y Peyros, Krebs no descartó enteramente la teoría de la fermentación alcohólica. Su hipótesis asume que ocurre primero una fermentación alcohólica incompleta y entonces se produce dos compuestos con 3 carbonos los cuales son oxidados a dos moléculas de ácido pirúvico. Una molécula de ácido pirúvico produce acetaldéhidó por dextracarboxilación, y por una oxidación posterior ácido acético. La segunda molécula de ácido pirúvico es carboxilada a ácido oxalo-acético. El ácido cítrico es formado entonces por una condensación entre el ácido oxalo-acético y el ácido acético en concordancia con Raistrick y Clark.

Chrzaszcz y Zakomorny en una serie de experimentos, indicaron que los ácido acético y maléico podían ser considerados como productos intermedios en la formación del ácido cítrico a partir del azúcar. Por otro lado, Zuravskil considera a ambas teorías de Bernhaver y de Chrzaszcz como erróneas, esta conclusión estuvo comprobada por Butkevich y Trofimova quienes explicaron que un incremento pequeño en el rendimiento de ácido cítrico se apreciaba cuando se añadía acetato y malato a la solución alimenticia siendo apta al método usado para la inoculación con el hongo.

Ende ha demostrado que teóricamente 1 gr. de sacarosa debería dar un rendimiento de 1.23 gr. de ácido cítrico - que sigue la siguiente reacción:



En la actualidad , sin embargo, el rendimiento es so lo cerca de 0.5 gr. Ende explica ésto postulando que el áci do químico es un producto intermedio:



ácido químico



Muy similarmente ésta teoría provino del hecho que era conocido que el ácido químico podía ser oxidado por el á cido periódico dando como resultado ácido cítrico.

De acuerdo con Ende, en base a la reacción mostrada arriba, 1 gr. de sacarosa podía dar 0.6 gr. de ácido cítrico pero cálculos más cuidadosos mostraban que sólo se podía obtener 0.561 gr. de ácido cítrico.

En la producción comercial actual, los rendimientos son superiores a estos que generalmente se obtenían y consecuentemente eliminan la hipótesis de cualquier probabilidad , Butkevich encontró primeramente que el ácido cítrico no se producía por el *Aspergillus Niger* o el *C. Glaber* en un medio conteniendo ácido químico.

Similarmente algunos de los primeros experimentos de Bernhaver demostraban que la glucosa podía ser convertida a ácido glucónico. Esta reacción era atribuída a una enzima a la cual denominó glucoxidasa. No obstante, Amelung estableció la complejidad de la reacción de formación de ácido cítrico

a partir de azúcar ; excluía la posibilidad de que una simple enzima fuera la responsable.

No obstante Butkevich siguió la teoría de que el ácido glucónico era un producto intermedio del proceso.

Se encontró también evidencia de que el ácido cítrico podía ser formado a partir del ácido glucónico.

Se aisló ácido sacarínico a partir de cultivos de *Aspergillus Niger* en glucosa y también se obtuvo ácido cítrico por crecimiento del *Aspergillus Niger* en el sacarato ácido de potasio.

En base a la información de las investigaciones hechas para poder explicar el mecanismo de la reacción, podemos decir que el verdadero mecanismo para producir el ácido cítrico por fermentación es un tema aún oscuro y ninguna de las hipótesis presentadas explica satisfactoriamente todos los hechos observados.

6.4.- DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO

1) FERMENTACION

Las melazas negras son almacenadas en un tanque de aproximadamente 20,000 galones, pasando luego a un tanque mezclador y dosificador en el cual el contenido de azúcares

(56% al inicio) es reducido al 30% cuando se añade agua. Aquí se agrega ferrocianuro y fosfatos a fin de precipitar el hierro y dar el contenido óptimo de fósforo que debe tener la melaza.

Posteriormente la melaza es bombeada pasando por un juego de intercambiadores iónicos los cuales eliminan una gran cantidad de SO_4^{2-} , $\text{P}_2\text{O}_5^{2-}$, NO_3^- , Ca^{++} , Si^{++} , Mg^{++} , Fe^{+++} , K^+ , y Na^+ principalmente, lográndose así una melaza purificada lista para ser esterilizada.

La esterilización opera en un esterilizador continuo, añadiéndose posteriormente agua hasta lograr un contenido de azúcares del 12%. Esta solución debe tener una acidez cuyo pH oscile entre 2.20 y 1.60; luego en estas circunstancias es bombeada al fermentador, llegándose así a la parte más delicada del proceso.

Una vez dentro del fermentador se agrega la solución que contiene el hongo fortalecido y se insufla aire que ha sido previamente esterilizado, y humidificado dando inicio a la fermentación. El agitador no debe girar a más de 180 rpm. Al cabo de 48 horas se aprecia una buena cantidad de micelio formado, debiéndose controlar el pH constantemente. Durante el proceso se efectúan determinaciones de azúcar contenida en la solución la cual obviamente comienza a descender del 12% inicial. Este control debe ser periódico pues, de esta manera se ve cómo avanza la fermentación.

Una vez que el azúcar ha reaccionado en un 100% fe-

nómeno que debe producirse al cabo de 7 a 10 días, se procede a separar el ácido cítrico formado. La temperatura debe haberse mantenido durante todo el proceso de fermentación en 27°C .

Una vez llegado a este punto se realiza la separación del micelio de la solución que contiene ácido cítrico para la cual se utiliza un filtro de prensa.

Cabe señalar que el micelio debe ser lavado con agua a fin de recuperar todo el ácido cítrico posible.

2) PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO

Se lleva el líquido que contiene al ácido cítrico - proveniente de la fermentación a reactores cuyo capacidad oscila entre 23,000 y 28,000 galones. los cuales deben tener sistemas de caldeo a vapor para elevar la temperatura del líquido a 80°C como mínimo, temperatura a la cual se agrega lechada de cal en una proporción tal que cubra el 90% del ácido presente en la solución, para lo cual se tiene que haber determinado previamente la cantidad exacta de este ácido. La lechada de cal se agrega al reactor, próxima a su punto de ebullición, pues el citrato de calcio formado es más soluble en agua fría que caliente, el reactor no debe descender de 80°C .

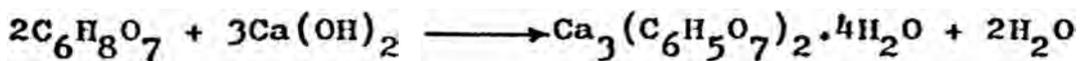
Se completa la neutralización del ácido (10% restante) con carbonato de calcio para así dar un exceso de cal, que debe de ser pura, no debiendo contener nada de hierro, ni magnesio pues el citrato mangésico es soluble.

El punto se neutraliza completamente en la solución

donde es determinado por un medidor de pH anexo al reactor. Para corroborar si la precipitación es completa, se valora una porción medida contra Na(OH) -0.1 N usándose fenoltaleína como indicador.

Cuando la precipitación llega a su punto final, se calienta la solución unos minutos hasta cerca a su punto de ebullición. En estas condiciones el citrato de calcio (el cual contiene 73.7% de ácido cítrico) se vuelve cristalino y se deposita rápidamente en el tanque, dejando un líquido amarillento que sobrenada el cual se separa por drenaje. El citrato residual se lava con agua hirviendo y se pasa por el filtro prensa a una temperatura cerca de los 100°C.

La reacción que tiene lugar está representada por la siguiente ecuación:



Ac. Cítrico + Lechada de cal \rightarrow Citrato de calcio + Agua

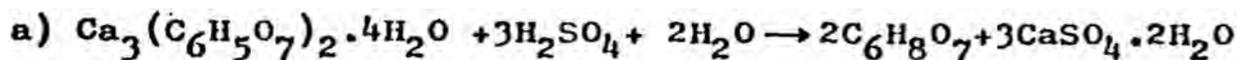
Por cada 100 Kg. de ácido cítrico se añaden 45 Kg. de CaO ó 57 Kgs. de Ca(OH)₂ ó 80 Kgs. de CO₃Ca.

Se debe agregar un exceso de carbonato de calcio para eliminar el posible hierro contenido en la cal.

3) DESCOMPOSICION DEL CITRATO DE CALCIO

A la solución del citrato se le agrega ácido sulfúrico en un exceso del 0.2% para separar el ácido cítrico libre. La cantidad de ácido sulfúrico que se agrega está controlada en función de la acidez (medición del pH) la cual se determina añadiendo 5ml. de una solución de cloruro de calcio al

45% a otros 5 ml. de líquidos filtrados. En presencia de 02% en exceso de ácido sulfúrico debe notarse un precipitado débil pero bien definido de sulfato de calcio, producto de la siguiente reacción:



El sulfato de calcio (yeso) precipita en frío o a temperaturas inferiores 55 ó 58°C pero nunca a mayores de 60°C.

Cabe indicar que el ácido sulfúrico es de 30°Bé.

El yeso de la solución diluida de ácido cítrico se separa por medio de un filtro prensa, siendo finalmente lavado con agua fría en contracorriente. Las primeras aguas de lavado se agregan en la solución de ácido cítrico y las restantes, con menos de 5°Bé, se utilizan para poner en suspensión nuevas cargas de citrato de calcio.

El líquido ácido se concentra hasta 37° - 38°Bé en aparatos de vacío o en calderos abiertos, llevándose después a tanques "granuladores" equipados con agitadores mientras en frío. Por este procedimiento se obtiene una buena cantidad de cristales blancos. Por centrifugación se separan los cristales de las aguas madres y se lava con agua. Las aguas madres se concentran obteniéndose una segunda cosecha de cristales, cuyas aguas madres son las que tienen menos de 5°Bé.

4) PURIFICACION

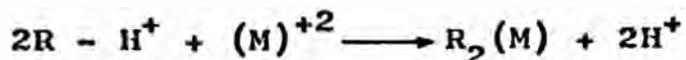
El ácido cítrico granulado se disuelve en suficiente agua a 75°C hasta llegar a una disolución que contenga una densidad de 28°Bé, la cual pasa a través de un filtro clarificador a fin de separar los sólidos en suspensión que puedan ensuciar fácilmente las resinas de los intercambiadores.

El ácido clarificado contiene impurezas catiónicas, como son Ca⁺⁺, Fe⁺⁺, Co⁺⁺, Pb⁺⁺, etc... y algunas impurezas aniónicas tales como SO₄⁻⁻, provenientes del ácido sulfúrico, sulfatos solubles, tuberías, tanques y cenizas minerales ocultas.

Para eliminar estas impurezas la solución pasa a través de intercambiadores iónicos; un procedimiento científico desarrollado durante la última década del siglo.

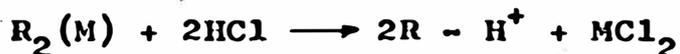
Las reacciones producidas de los intercambiadores iónicos son las siguientes:

a) Separación Catiónica (Resina R - H⁺ ácida)



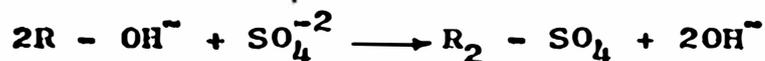
Donde: (M)⁺² = Ca⁺² ó Fe⁺² ó Cu⁺² ó Pb⁺².

Para recuperar la resina catiónica se utiliza HCl al 34% según:

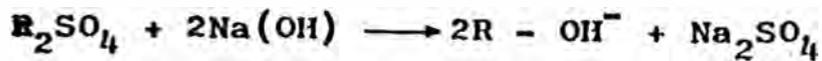


b) Separación Aniónica (Resina R - OH⁻ básica)

Para el caso del anión SO₄⁻² la reacción es:



La recuperación de la resina se efectúa con Na(OH) (50%).



La solución de ácido cítrico libre de las impurezas aniónicas y catiónicas, todavía contiene impurezas de origen orgánico que le dan una coloración turbia. Para eliminar esto, la solución pasa a través de un filtro de carbón con 100 por ciento de actividad, y un pH menor que 4 acompañado por una agitación continua y cerca a una temperatura de ebullición.

Finalmente se filtra, y el licor claro es transferido a la unidad siguiente.

5) EVAPORACION Y CRISTALIZACION

El líquido proveniente del filtro de carbón es llevado a los cristalizadores donde es calentado con vapor produciéndose una evaporación inmediata.

Por enfriamiento y con agitación cristaliza el ácido cítrico. Este proceso se repite con las aguas madres a fin de obtener la mayor cantidad de ácido cítrico cristalizado.

El producto así obtenido está constituido por dos fases, sólido y líquido que se transfieren a una centrífuga donde se separa una de otra. La fase sólida es lavada con agua fría y transferida al secador en tanto que la fase líquida es retornada al tanque siguiente al filtro rotatorio de vacío.

6) SECADO

El secador rotatorio es ligeramente inclinado y calentado indirectamente con vapor. La alimentación se efectúa por el extremo superior mientras que la descarga por el inferior y en forma continua.

La cantidad del producto que entra y la velocidad de la rotación se deben regular de acuerdo a la longitud, y el diámetro del desecador, de manera que el producto esté seco justamente antes de ser descargado.

7) TAMIZADO

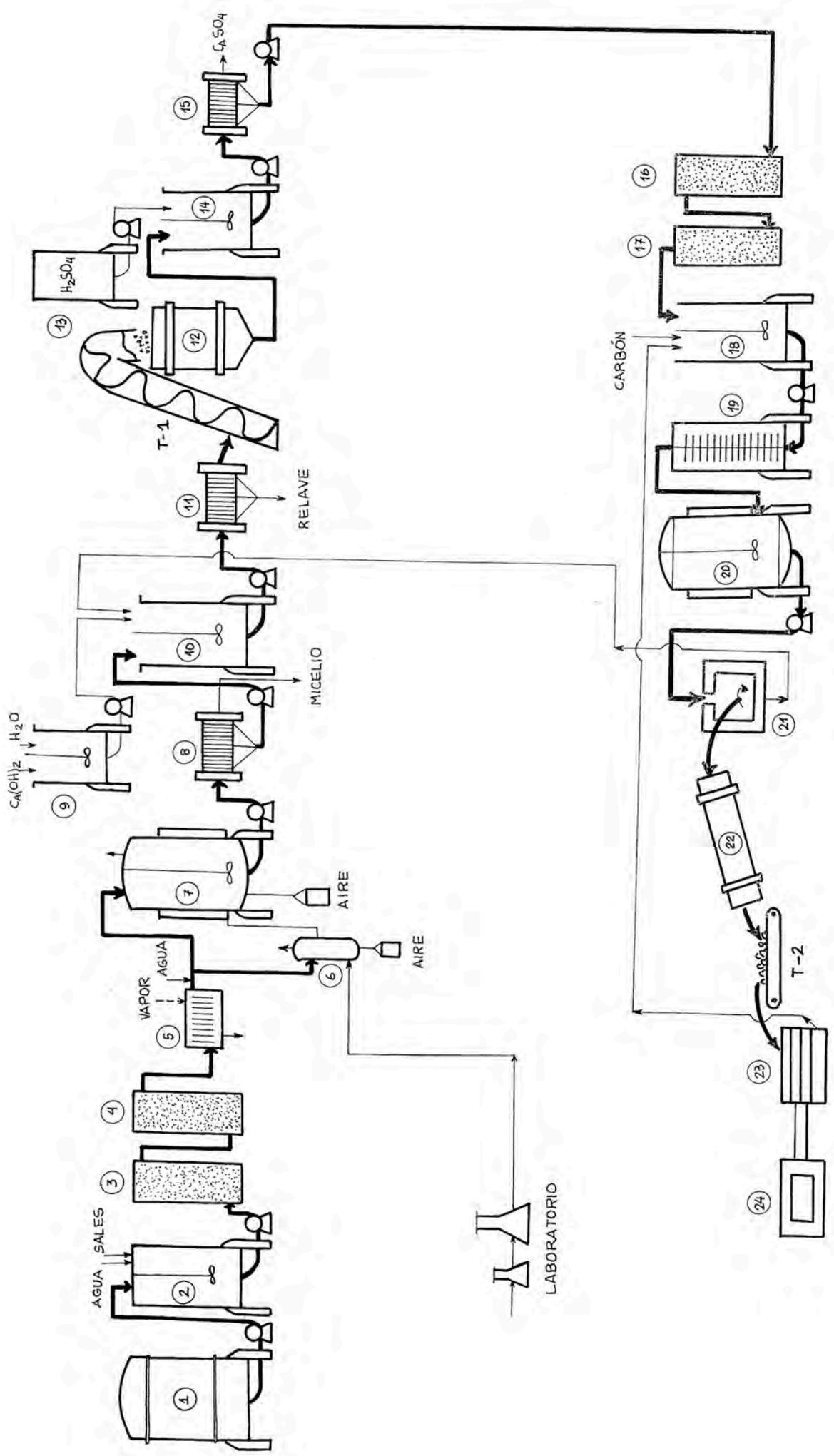
El tamizador utilizado para clasificar por tamaño el ácido cítrico seco, es un equipo vibratorio provisto de tres mallas, de la que obtienen los productos siguientes:

<u>MALLA</u>	<u>PRODUCTO</u>	<u>CLASIFICACION</u>
20	+20	Sobre tamaño (a la planta)
50	-20 +50	Granular (Comercial)
100	-50+100	Fino (Comercial)
	-100	Sub. tamaño(a la planta)

. Los cristales que tiene sobre y sub tamaño son recirculados al reactor con carbón activado.

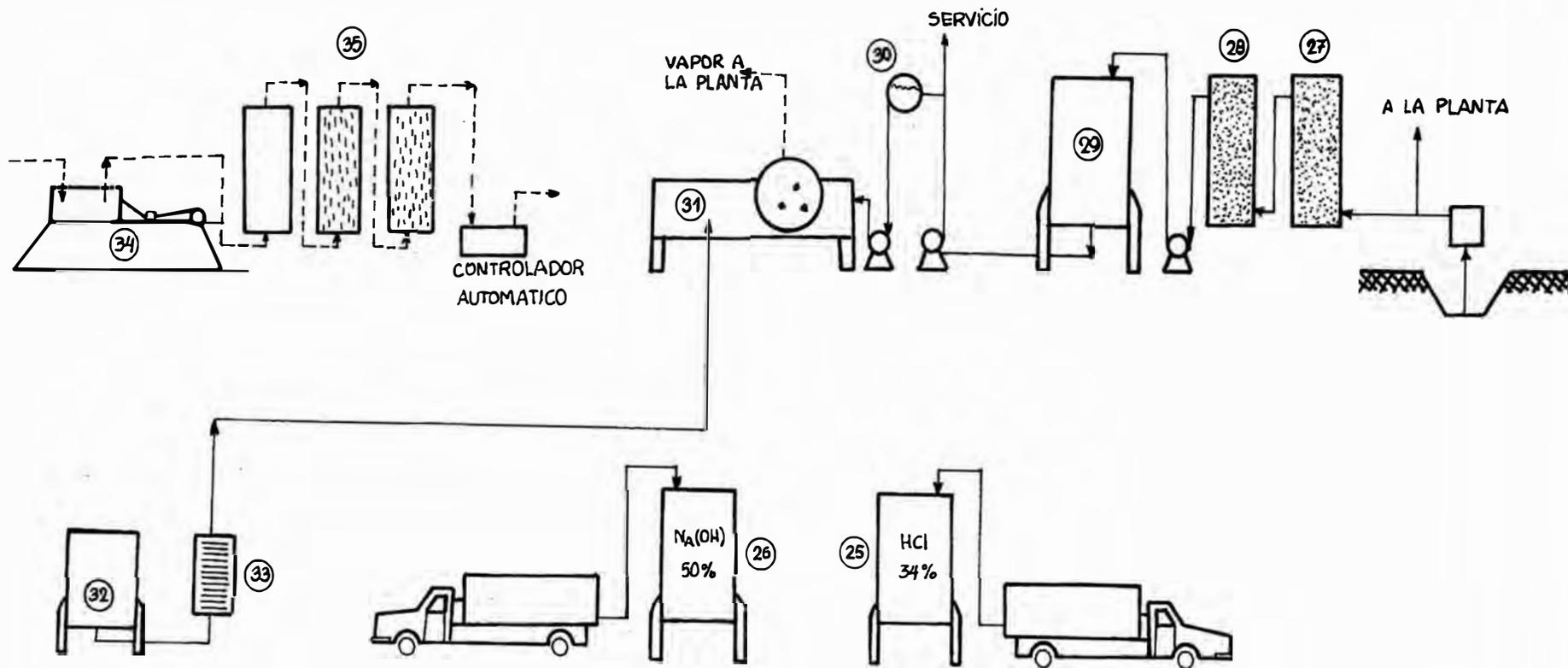
8) EMBALAJE

Los dos productos (granular y fino) pueden ser envasados separadamente o mezclados de acuerdo a los requerimientos del mercado. El pesado y envasado se efectuan en bolsas de cinco pliegues más una lámina impermeabilizada con polietileno, que tienen una capacidad de 25 Kgs. por bolsa.



PROYECTO ACIDO CITRICO

DIAGRAMA DE FLUJO

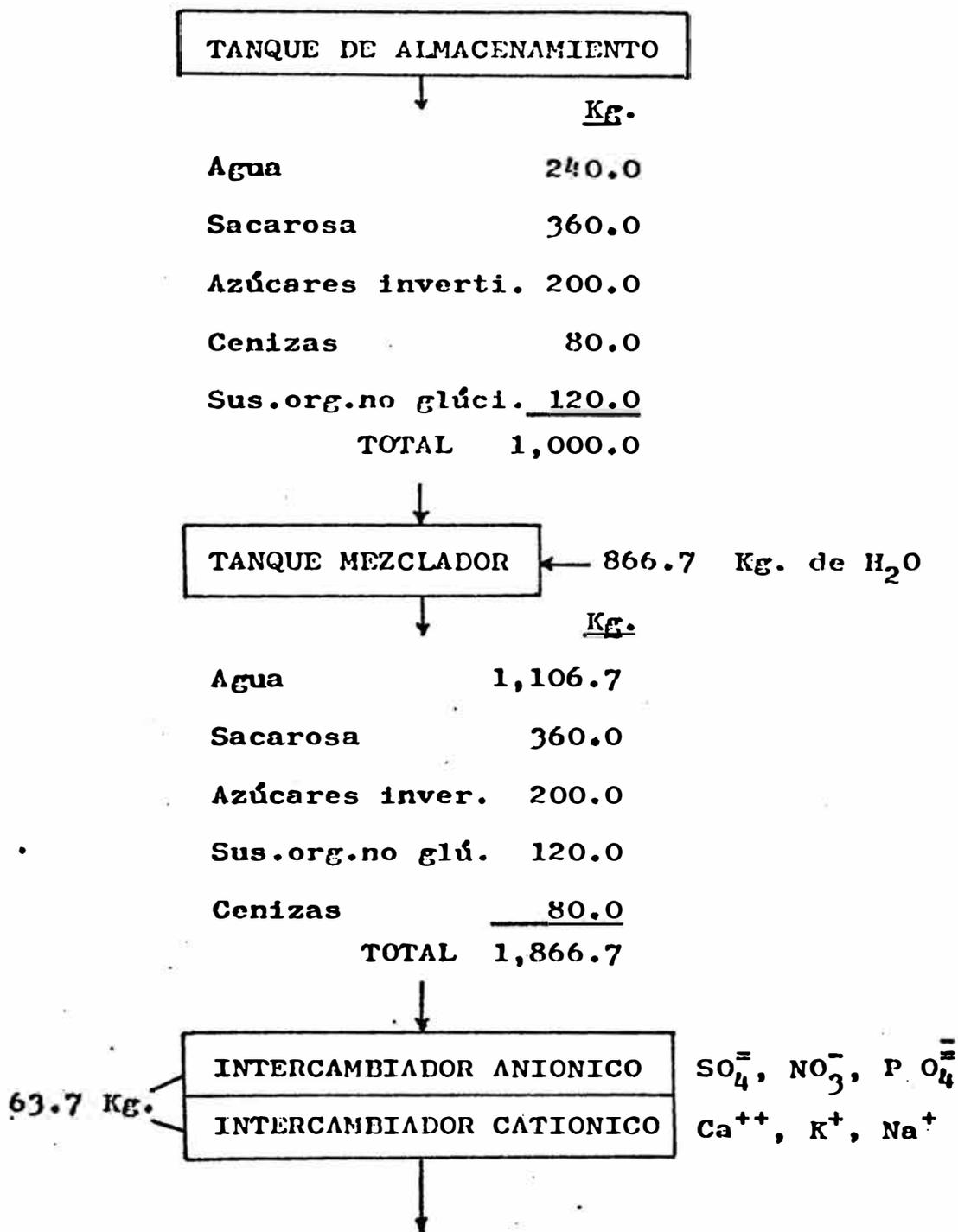


PROYECTO ACIDO CITRICO

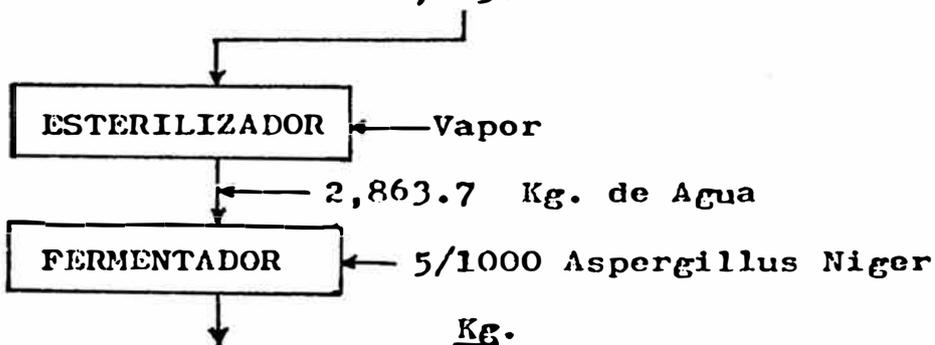
SERVICIOS

BALANCE DE MATERIAS

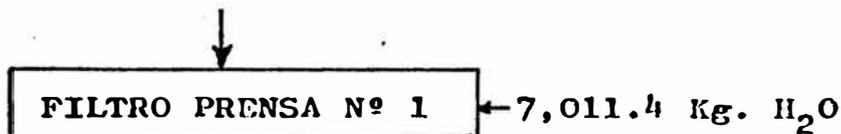
BASE.- 1,000 Kgs. de melaza negra.



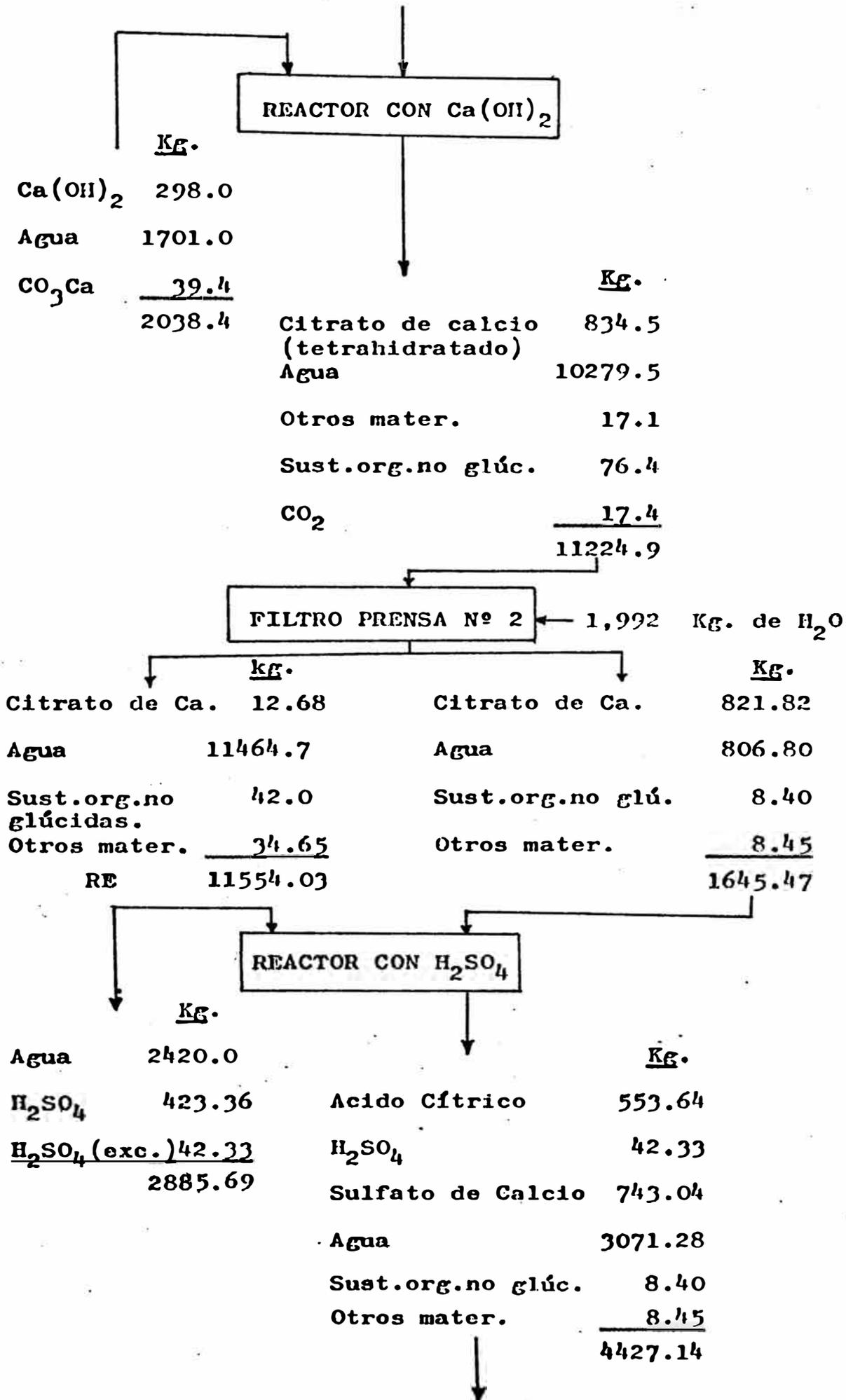
	<u>Kg.</u>
Agua	1,106.7
Sacarosa	360.0
Azúcares inver.	200.0
Cenizas	23.3
Sust. org.no glú.	<u>113.0</u>
TOTAL	1,803.0

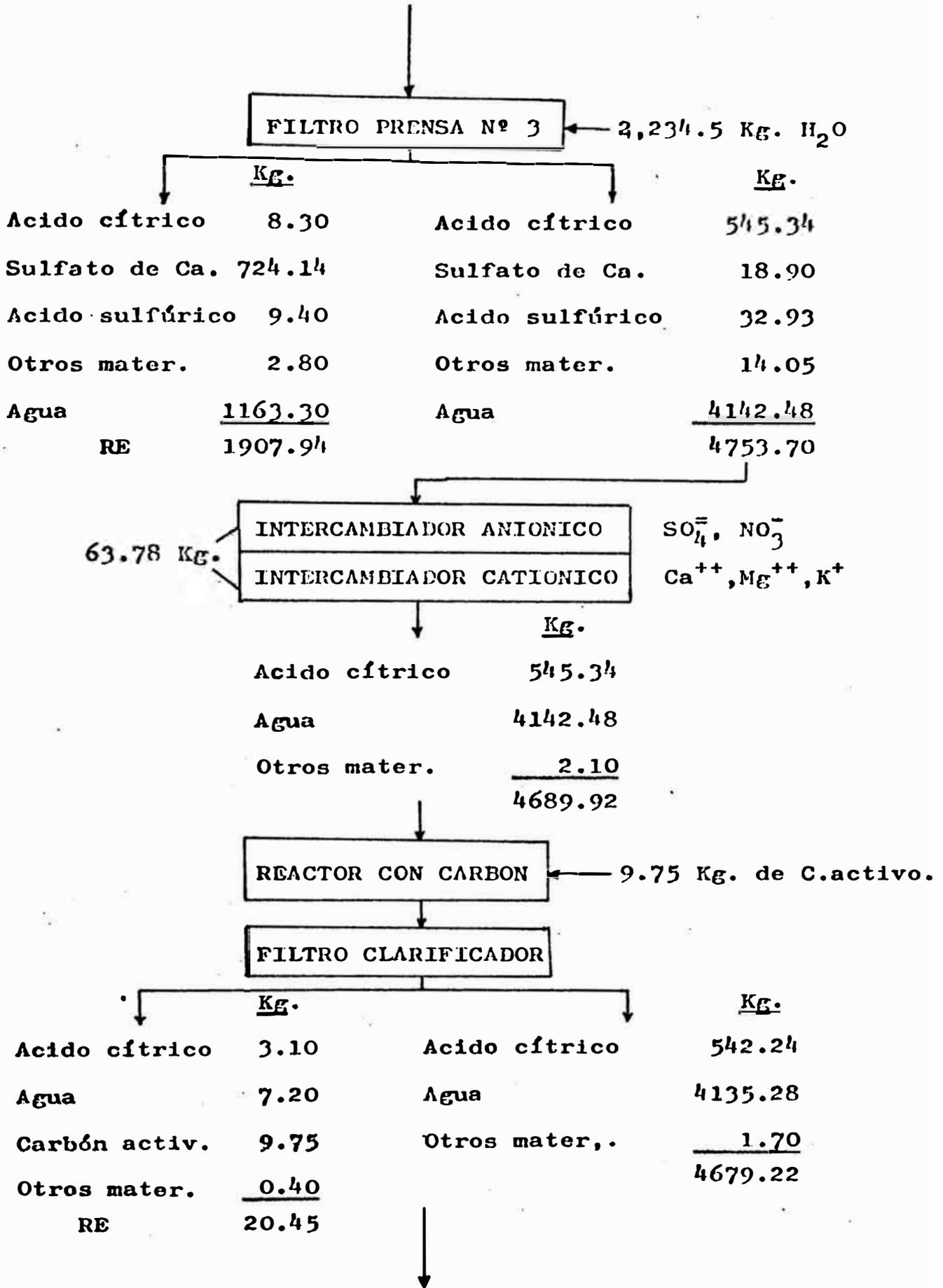


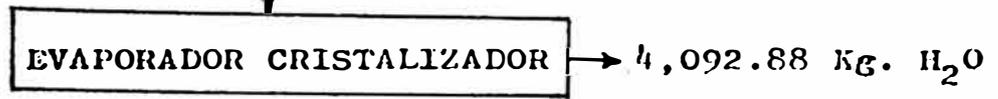
	<u>Kg.</u>
Agua	3,970.4
Acido cítrico	428.1
Micelio	376.3
Cenizas	23.3
Sust.org.no glú.	<u>80.4</u>
TOTAL	4,878.5



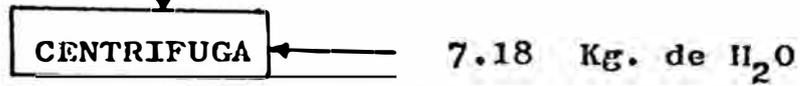
	<u>Kg.</u>		<u>Kg.</u>	R	<u>Kg.</u>
Micelio	376.3	Acido Cítrico	416.3	+ 145.5	= 561.8
Acido cítri.	11.8	H ₂ O	8,501.8	+ 24.1	= 8525.9
H ₂ O	2480.0	Otros mat.(ceniz)	15.4	+ 1.7	= 17.1
Sust.org.	4.0	Sust.org.no glúc.	<u>76.4</u>		<u>76.4</u>
Cenizas	<u>7.9</u>		9,009.9	171.3	9181.2
RE	2880.0				







	<u>Kg.</u>
Acido cítrico	542.24
Agua	42.40
Otros mater.	<u>1.70</u>
	586.34



	<u>Kg.</u>		<u>Kg.</u>
Acido cítrico	145.5	Acido cítrico	396.74
Agua	24.1	Agua	<u>18.30</u>
Otros mater.	<u>1.7</u>		415.04
	171.3		

PRODUCTO RECIRCULANTE

- RENDIMIENTO EN BASE A LOS AZUCARES UTILIZADOS:

$$\text{Rendimiento} = \frac{415.04}{560.0} \times 100 = \underline{74.11\%}$$

6.4.3.- ESTIMACION DEL TAMAÑO Y COSTO DE LOS EQUIPOS

PRINCIPALES

Del estudio de Mercado se ha determinado que la capacidad de producción de ácido cítrico para la Planta en Proyecto debe ser 1,200 TM anuales. Teneiendo en cuenta esta producción y la duración del "período de fermentación", que en nuestro caso es de siete días, llegamos a establecer un régimen de trabajo de tres períodos por mes y dos turnos por día.

Las consideraciones mencionadas anteriormente, el Balance de Materias y las recomendaciones recibidas sobre capacidades de equipos nos han permitido estimar el tamaño adecuado de éstos.

Asímismo, el costo respectivo de cada equipo necesario en éste proceso se ha determinado en base a los tamaños calculados y valiéndonos de informaciones proporcionadas por los textos especializados en la estimación de costos (índices gráficas de tamaño .vs. costo, etc.) así como de algunas averiguaciones realizadas en las empresas proveedoras de equipos.

A continuación se presenta una lista con la identificación de cada uno de los equipos principales y algunos equipos de servicio, seguida de los Cuadros que muestran el equipo, su capacidad, algunas especificaciones y el costo estimado. Los cálculos detallados del tamaño y costo de cada equipo se pueden consultar en el ANEXO N° 2 .

IDENTIFICACION DE "E Q U I P O S"

<u>Nº</u>	<u>NOMBRE</u>
1	Tanque de almacenamiento de melaza.
2	Tanque mezclador y dosificador.
3-4	Intercambiadores iónicos.
5	Esterilizador continuo.
6	Pre-fermentador.
7	Fermentador.
8	Filtro prensa Nº 1.
9	Tanque para Ca (OH) ₂
10	Reactor con Ca (OH) ₂
11	Filtro prensa Nº 2.
12	Tolva de almacenamiento de Citrato.
13	Tanque para H ₂ SO ₄
14	Reactor con H ₂ SO ₄
15	Filtro prensa Nº 3.
16-17	Intercambiadores iónicos.
18	Reactor con carbón activado
19	Filtro clarificador.
20	Evaporador - Cristalizador
21	Filtro rotativo.
22	Secador rotativo.
23	Tamizador.
24	Ensayadora.

<u>Nº</u>	<u>NOMBRE</u>
25	Tanque para HCl - 34 %
26	Tanque para Na(OH) - 50 %
27-28	Intercambiadores iónicos.
29	Tanque de almacenamiento de agua
30	Desaerador
31	Caldero
32	Tanque para Petróleo Industrial Nº 6
33	Filtro de Petróleo Industrial Nº 6
34	Compresora
35	Filtro de aire
36	Grupo Electrónico
T-1	Transportador de gusano
T-2	Faja Transportadora.

RESUMEN DE LOS TAMAÑOS Y COSTOS DE EQUIPOS

N	DESCRIPCION	CAPACIDAD	MATERIAL	COSTO (us \$)
1	Tanque de almacenamiento de melaza.	25,000 gal	Acero	\$ 21,263
2	Tanque mezclador y dosificador.	10,500 gal	Acero	8,756
3-4	Intercambiadores iónicos	----	----	22,671
5	Esterilizador Continuo	1,150 GPH	----	2,606
6	Pre-fermentador	100 gal	Acero Inoxida.	756
7	Fermentador (4 unidades)	30,000 gal	Acero Inoxida.	219,685
8	Filtro Prensa N° 1	14 PCH	Acero Inoxida.	17,744
9	Tanque para Hidróxido de Ca.	12,000 gal	Acero	10,006
10	Reactor con Hidróxido de Ca.	24,000 gal	Acero Inoxida.	24,013
11	Filtro Prensa N° 2 (2 unid.)	14 PCH	Acero Inoxida.	24,281
12	Tolva de almacenamiento de citrato.	9,000 gal	Acero	7,505
13	Tanque para ácido sulfúrico	7,000 gal	Plomo	14,008
14	Reactor con ácido sulfúrico	7,200 gal	Acero Inoxida.	34,932
15	Filtro Prensa N° 3	16 PCH	Acero Inoxida.	19,406
16-17	Intercambiadores Iónicos	----	----	22,671
18	Reactor con carbón activado	30,000 gal	Acero	40,027

N	DESCRIPCION	CAPACIDAD	MATERIAL	COSTO (Us \$)
19	Filtro Clarificador	14 GPM	Acero Inoxida.	\$ 3,102
20	Evaporador - Cristalizador	14 GPM	Acero Inoxida.	24,795
21	Filtro Rotativo	16 PCH	Acero Inoxida.	24,256
22	Secador Rotativo	300 Kg/hr	----	24,260
23	Tamizador	4 mallas	----	1,781
24	Ensacadora	250 Kg/hr	----	1,971
25	Tanque para ácido clórhidrico. (34%)	11,000 gal	Acero Inoxida.	16,438
26	Tanque para hidróxido de sodio. (50%)	19,000gal	Acero Inoxida.	19,178
27-28	Intercambiadores iónicos	----	----	22,671
29	Tanque de almacenamiento de agua.	45,000 gal	Acero	33,808
30	Desaereador	----	----	6,062
31	Caldero	600 HP	----	45,206
32	Tanque para petróleo indust.	18,000 gal	Acero	13,630
34	Compresora	----	----	2,110
35	Filtro de aire	----	----	1,212
36	Grupo Electrogeno	200 Kw	----	22,740
T-1	Transportadora de gusano	25 PCH	----	3,032

N	DESCRIPCION	CAPACIDAD	MATERIAL	COSTO
T-2	Faja Transportadora	----	----	\$ <u>758</u> 757,792 <u>303,117 *</u>
				US\$ 1060,909
B-1	Bomba al tanque mezclador	80 GPM	Acero	S/. 72,102
B-2	Bomba de agua al tanque mez.	93 GPM	Acero	72,100
B-3	Bomba al esterilizador	18 GPM	Acero	54,024
B-4	Bomba al filtro prensa #1	33 GPM	Acero	51,337
B-5	Bomba para la sol. de $C_a(OH)_2$	14 GPM	Acero	51,300
B-6	Bomba al reactor con "	83 GPM	Acero	54,500
B-7	Bomba al filtro prensa #2	96 GPM	Acero	58,050
B-8	Bomba para la sol de H_2SO_4	21 GPM	Acero	51,500
B-9	Bomba al filtro prensa #3	30 GPM	Acero	49,800
B-10	Bomba a los intercambiadores	28 GPM	Acero	50,000
B-11	Bomba a la centrifuga	14 GPM	Acero	48,030
B-12	Bomba de agua para el pozo	113 GPM	Acero	72,100
B-13	Bomba de agua al caldero	36 GPM	Acero	54,000
B-14	Bomba para petróleo industri.	3 GPM	Acero	30,100

* Incremento debido a 20% flete,10% seguro,10% almacenaje.

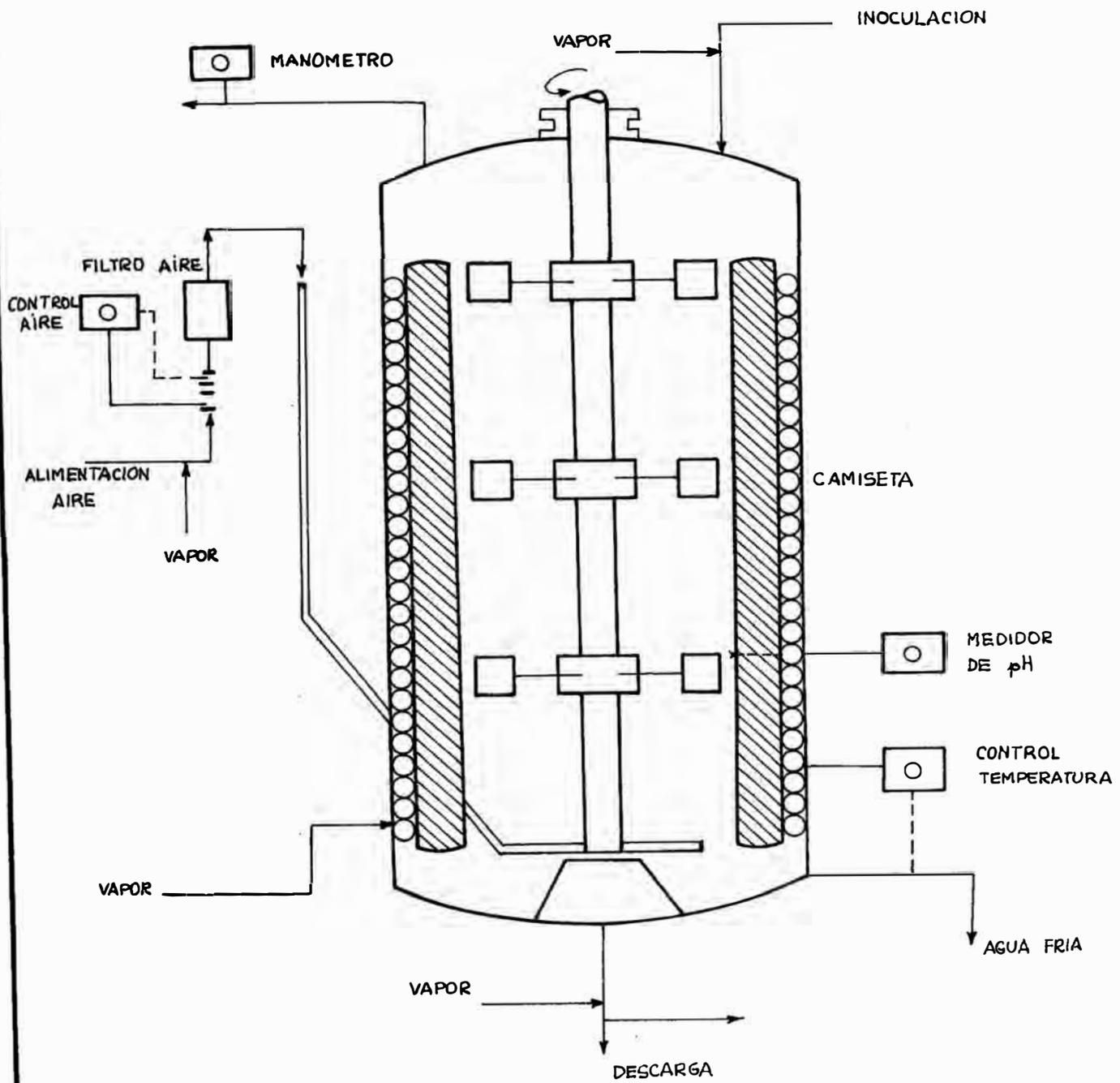


DIAGRAMA DE UN FERMENTADOR

6.4.4.- I N S U M O S N E C E S A R I O S

BASE: 1 año de Operación

INSUMO	CONSUMO ANUAL	CO STOTAL S/.
1.- Hidróxido de Calcio	862 TM	2'449,400
2.- Carbonato de Calcio	114 TM	344,190
3.- Acido Sulfúrico	1,347 TM	5'980,680
4.- Carbón Activado	28.2 TM	3'045,600
5.- Acido Clorhídrico (34%)	57 TM	208,700
6.- Hidróxido de Sodio(50%)	107 TM	1'806,600
7.- Combustible - Petróleo Industrial Nº 6.	864,000 gal.	4'864,320
8.- Sales Inorgánicas	----	220,000
9.- Bolsas de Papel	48,000 bol.	840,000

Nota.- Los cálculos correspondientes aparecen en el -
ANEXO Nº 3.

6.5.- DISPOSICION PRELIMINAR DE LA PLANTA

El Layout o distribución de la Planta que se presenta a continuación muestra una ubicación preliminar de los equipos, basada esencialmente en el Diagrama de Flujo del Proceso. Además se ha tenido en cuenta las necesidades y usos de los trabajadores y de todo el personal en general.

Así mismo, se ha considerado una zona del terreno para las futuras expansiones .

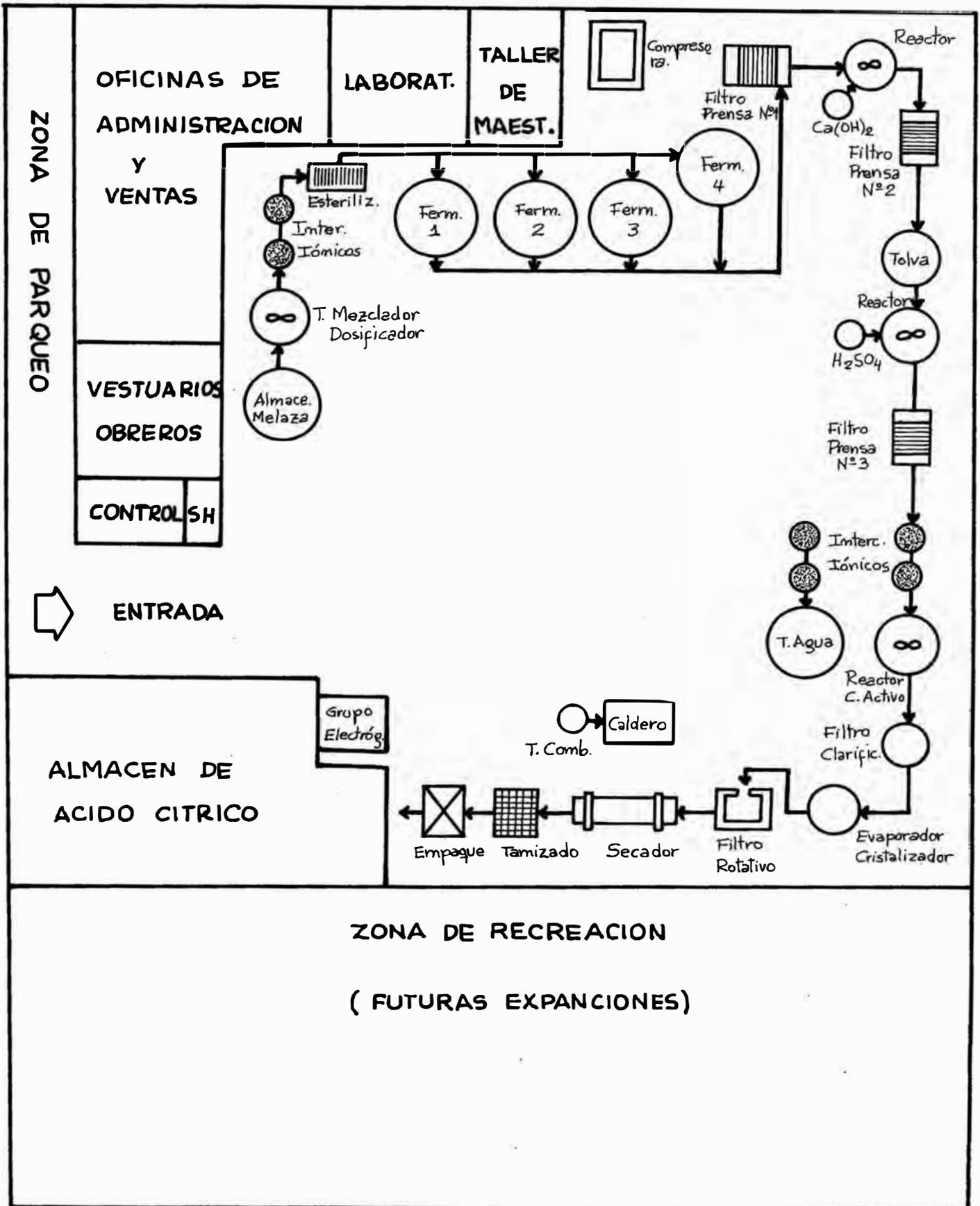
En esta disposición se han tomado en cuenta tres tipos principales de circulación:

- a) Circulación de la materia Prima necesaria en el proceso.
- b) Circulación a las oficinas de administración, servicios y comedor .
- c) Circulación de los productos hacia los almacenes.

La zona destinada a la Administración y Ventas ha sido ubicada de manera que el personal de oficina que labora allí no pueda tener acceso a la Planta, lo que resultaría peligroso .

VII.- T A M A Ñ O Y L O C A L I Z A C I O N

6.5 DISPOSICION PRELIMINAR DE LA PLANTA



7.1.- DETERMINACION DEL TAMAÑO DE LA PLANTA

Para determinar el tamaño mínimo económico de la Planta productora de Acido Cítrico , se ha considerado que ésta debe ofrecer una rentabilidad no menor del 35 % sobre el Capital Propio. Dado que tenemos S/. 22'788,707 de Capital Propio, se deberá producir una utilidad de aproximadamente:

$$22'788,707 \times 0.35 = 7'976,048 \text{ soles.}$$

Por otro lado, sabemos que la ecuación de ventas

es: $V = 127,725 n \dots\dots\dots I$

y la ecuación de costo total es:

$$C_t = 40'779,708 + 22,700 n \dots\dots\dots II$$

relacionando dichas ecuaciones tendremos:

$$I - II = \text{Utilidad} \geq 7'976,048$$

$$127,725 n - 22,700 n \geq 40'779,708 + 7'976,048$$

$$105,025 n \geq 48'755,756$$

$$n \geq 465 \text{ TM}$$

De este cálculo se puede ver que la Planta debe producir una cantidad mayor o igual a 465 TM para garantizar una buena rentabilidad. Dicha producción representa aproximadamente el 40% de la capacidad estimada de la Planta.

Además, dado que para el primer año de operación la producción será 820 TM, ésta deberá incrementarse anualmente en 48 TM.

7.2.- ESTUDIO DE LA LOCALIZACION DE LA PLANTA

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

Para la elección de las posibles zonas de ubicación han sido considerados factores como: suministro de materias primas e insumos, centros de consumo y vías de comunicación, Ley de Descentralización Industrial, los cuales nos han conducido a identificar las siguientes zonas de ubicación:

- 1.- Piura
- 2.- Chiclayo
- 3.- Lima
- 4.- Arequipa

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

- 1.- Materia Prima
- 2.- Mercado
- 3.- Insumos
- 4.- Transporte
- 5.- Terreno
- 6.- Impuestos e incentivos.

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

<u>Puntos</u>	<u>Significado</u>
1 - 2	Deficiente
3 - 4	Regular
5 - 6	Bueno
7 - 8	Muy Bueno
9 - 10	Optimo

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

<u>Nombre del FACTOR</u>	<u>Importancia Relativa %</u>
1.- Materia Prima	30
2.- Mercado	20
3.- Insumos	20
4.- Transporte	15
5.- Terreno	5
6.- Impuestos e incentivos	10

Comentarios en torno a los factores elegidos.-

Materia Prima.- del capítulo correspondiente al - Estudio de la Materia Prima , puede verse en el cuadro Nº 4, la distribución de la producción de la melaza negra; de aquí se desprende que las zonas mas adecuadas para el abastecimiento de la materia prima serían los departamentos del Norte

y el departamento de Lima.

Mercado.- En el punto 4.1.3 "Distribución geográfica del mercado y comercialización" se presenta el cuadro N° 7 , el cual demuestra que en el departamento de Lima se halla concentrado el mayor consumo del ácido cítrico, dándole a este departamento una gran ventaja comparativa con respecto a las otras posibles zonas de localización.

Insumos.- Aquí es necesario tener en cuenta los diferentes proveedores y su ubicación geográfica. Con respecto a esto podemos decir que entre los principales proveedores se encuentran la industria de óxido de calcio existente en Trujillo, Rayón y Celanese, Sociedad Paramonga y PetroPerú. Lima nuevamente se ve favorecida en relación a las otras zonas seleccionadas debido a su proximidad a un mayor número de proveedores.

Transporte.- Es necesario una buena red de transporte para asegurar que las materias primas requeridas puedan recibirse en la planta y que los productos terminados puedan remitirse al mercado.

Dadas las características de nuestro producto, su comercialización se llevará a cabo por vía terrestre, disponiéndose de la Carretera Panamericana como vía principal para unir al mercado consumidor distribuido en mayor medida a lo largo de toda la Costa .

Terreno.- La planta de ácido cítrico necesitará aproximadamente 10,000 mt². Enmarcados en esta estimación ,

se evaluarán dos aspectos: disponibilidad y precio del terreno. Referente al primer aspecto se tiene igual oportunidad en las diferentes zonas consideradas para la localización. Por esta razón, el segundo aspecto será determinante en el análisis de este factor.

El precio promedio por mt^2 en el departamento de Piura asciende a 70 soles en una zona no ubicada en la Zona Industrial. Asimismo, en Chiclayo para terrenos ubicados en el Parque Industrial el precio es 395 soles por mt^2 , mientras que para terrenos bastante alejados el precio es 6 soles por mt^2 . En Lima se encuentran terrenos apropiados con costos que fluctúan entre $\text{S}/150$ y $\text{S}/250$ el mt^2 en zonas perimetrales distantes unos 15 ó 20 Km. de la ciudad. En Arequipa se dispone actualmente de terrenos en las proximidades de la ciudad a costos variables entre 100 y 200 soles por mt^2 .

Impuestos e incentivos.- Los incentivos tributarios de que gozaría el proyecto se resumen a:

a.- Impuestos de aduana para importación de bienes de capital y de insumos:

Considerando que esta empresa sería de segunda prioridad, las tasas de los impuestos se reducen a:

<u>SEGUNDA PRIORIDAD</u>	<u>Lima y Callao</u>	<u>Otras Zonas</u>
a.- Bienes de Capital	30 % del arancel	15% del aran.
b.- Insumos	50 % del arancel	37.5% del ara.
b.- Impuestos sobre la utilidad de la Empresa :		

Las empresas industriales tienen la facultad de reinvertir, libre de impuestos a la Renta, los siguientes porcentajes del saldo de su Rente neta:

<u>Lima y Callao</u>	<u>Otras Zonas</u>
70 %	85 %

Seguidamente presentamos la TABLA de Calificación de los Factores de Localización.

TABLA DE CALIFICACION DE LOS FACTORES DE LOCALIZACION

NOMBRE DEL FACTOR	PESO REL. %	PIURA		CHICLAYO		LIMA		AREQUIPA	
		Ptos.	Ponder.	Ptos.	Ponder.	Ptos.	Ponder.	Ptos.	Ponder.
Materia Prima	30	8	240	10	300	6	180	3	90
Mercado	20	2	40	6	120	10	200	4	80
Insumos	20	5	100	5	100	8	160	3	60
Transporte	15	6	90	6	90	8	120	6	90
Terreno	5	8	40	10	50	5	25	6	30
Impuestos e <u>incen</u> <u>tivos.</u>	10	10	100	10	100	4	40	10	100
TOTAL	100	610		760		725		450	

RESULTADOS

Piura	610
Chiclayo	760
Lima	725
Arequipa	450

VIII.- P R E S U P U E S T O D E I N G R E S O S
Y E G R E S O S

C A P I T U L O VIII

PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

8.1.- DETERMINACION DEL COSTO TOTAL

El costo total del producto esta integrado por:

- A) Costo de Manufactura
 - a) Costo directo
 - b) Costo fijo
 - c) Gastos de Fabricación
- B) Gastos Generales de la Empresa
 - a) Costo de Administración
 - b) Costo de Vender
 - c) Costo de Financiación

El cálculo del costo se llevará a cabo tomando como base la producción de 820 TM para el primer año de operación, y un régimen de trabajo de tres periodos por mes y dos turnos por día.

RESUMEN DEL COSTO TOTAL

ITEM	VALORES PARCIALES (soles)	VALOR TOTAL (soles)
1.- Costo Directo	17'215,555	
2.- Costo Fijo	11'210,464	
3.- Gastos de Fabricación	<u>5'269,382</u>	
<u>COSTO DE MANUFACTURA</u>		33'695,401
4.- Costo de Administración	3'831,600	
5.- Costo de Vender	1'580,000	
6.- Costo de Financiamiento	<u>20'285,796</u>	
<u>GASTOS GENERALES DE LA EM- PRESA</u>		<u>25'697,396</u>
<u>COSTO TOTAL</u>		<u>59'392,797</u>

8.1.1.- A) COSTO DE MANUFACTURA

a) Costo directo.-

- Materias Primas y Materiales directos

Melaza Negra	S/ 4'452,814	
Hidróxido de Calcio	1'673,757	
Carbonato de Calcio	228,363	
Acido Sulfúrico	4'086,798	
Carbón Activado	2'081,160	
Acido Clorhídrico	1'42,612	
Hidróxido de Sodio	1'234,510	
Sales Inorgánicas	150,333	
Bolsas de Empaque	<u>574,000</u>	S/ 14'624,347

- Mano de Obra directa

Operadores de máquina por
turno (9)- salario 220 soles diarios

Ayudantes (no calificados) por turno
(6) - salario 180 soles diarios

. Costo de mano de obra directa:

$$2 \text{ turnos} \left(\frac{9 \text{ op.} \times 220}{\text{tur di.op.}} + \frac{6 \text{ ay.} \times 180}{\text{tur di.op.}} \right) =$$

$$= 6,120 \text{ soles/día}$$

$$= 2'233,800 \text{ soles/año}$$

$$2'233,800$$

Prestaciones y otros recargos sociales

16 %

357,408

Sub - total costo directo = 17'215,555

b) Costo Fijo.-

- Depreciación maquinarias y equipo. 10 % de 95'381,515	S/. 9'538,151
- Depreciación edificios y planta 5 % de 11'974,966	598,748
- Seguro de maquinarias y equipo 1 %	953,815
- Seguro de edificios y planta 1 %	<u>119,750</u>
<u>Sub-total costo fijo =</u>	S/. 11'210,464

c) Gastos de Fabricación.-

Materiales indirectos

- Combustible	S/. 3'323,952
- Otros servicios	664,790

Mano de obra indirecta Sueldo Anual

- Electricista	S/. 180,000
- Mecánico	180,000
- Almacenero	96,000
- Jefes de turno (2)	360,000
- Guardianes (3)	<u>288,000</u>
	S/ 1'104,000

Prestaciones y recargos

sociales 16% 176,640

1'280,640

Sub-total gastos de fabrica = 5'269,382

COSTO DE MANUFACTURA = S/. 33'695,401

8.1.2.- B) GASTOS GENERALES DE LA EMPRESA

a) Costo de Administración.-

- Personal	Sueldo Anual	
Gerente General	S/. 600,000	
Jefe de Producción	420,000	
Bioquímico	360,000	
Ing. Químico	360,000	
Ayudante de Laboratorio	240,000	
Contador	420,000	
Secretarias (2)	240,000	
Empleados contabil.(3)	<u>360,000</u>	
		S/. 3'000,000
Prestaciones y recargos sociales 15 %		450,000
- Gastos de oficina y varios		<u>381,600</u>
<u>Sub-total costo de adm.</u>		= S/. 3'831,600

b) Costo de Vender.-

-Personal	Sueldo Anual	
Jefe de Ventas	S/ 540,000	
Ayudantes de Ventas(3)	540,000	
Secretaria	<u>120,000</u>	
		S/. 1'200,000
Prestaciones y recargos sociales 15 %		180,000

-Otros gastos S/. 200,000
Sub-total costo de ventas = S/ 1'580,000

c) Costo de Fianciamento

- Deuda Extranjera

Intereses a largo Plazo

98'751,074 x 0.08 7'900,086

- Crédito de Cofide

Intereses

30'384,944 x 0.13 3'950,043

Amortización

6'076,989

- Royalty

7% del costo de manufactura 2'358,678

Sub-total costo de finan. = S/ 20'285,796

GASTOS GENERALES DE LA EMPRESA = S/ 25'697,396

COSTO TOTAL = S/. 59'392,797

COSTO UNITARIO DEL PRODUCTO

$$CU = \frac{\text{Costo total}}{\text{Producción}} = \frac{59'392,797}{820,000}$$

$CU = S/. 72.45 / Kg.$

8.2 ECUACION DEL COSTO TOTAL

Para determinar la ecuación que nos da el costo en función del número de unidades producidas, es necesario partir de los valores anteriormente calculados.

Dividiendo estos costos en sus partes fija y variable con respecto al volumen de producción, obtenemos finalmente la ecuación deseada.

<u>COSTOS</u>	P. Fija S/.	P.Variable S/.	Total S/.
- Costo de Manufactura	15'082,312	18'613,089	33'695,401
- Costo de Administración	3'831,600		3'831,600
- Costo de Vender	1'580,000		1'580,000
- Costo Financiero	20'285,796		20'285,796
<u>COSTO TOTAL</u>	40'779,708	18'613,089	<u>59'392,797</u>

Por lo tanto, la ecuación será:

$$C_t = 40'779,708 + \frac{18'613,089}{820} n$$

$$C_t = 40'779,708 + 22,700 n$$

n = número de TM.

8.3 ESTIMACION DE INGRESOS

Las ventas han sido consideradas en 820 TM para el

primer año de operación, trabajando a un régimen de trabajo de dos turnos por día , y utilizando el 40% de la capacidad de la Planta.

El precio de Venta ha sido fijado en S/. 127,725 por kilogramo (ver Estudio de Mercado) dándonos así un ingreso total de S/. 104'734,500 anuales.

IX.- I N V E R S I O N E S

C A P I T U L O IX

I N V E R S I O N E S

9.1.- CUADRO DE INVERSIONES

A.- INVERSIONES FIJAS

1.- Estudios, proyectos y gastos de organización.	S/.	3'987,910
2.- Terreno		702,100
3.- Edificios		11'974,966
4.- Maquinarias y Equipos		56'167,758
5.- Despachos y Derechos de Aduana		22'127,526
6.- Instalaciones		17'086,230
7.- Gastos de Operación durante la puesta en marcha		4'802,350
8.- Intereses durante la Construcción		5'970,600
9.- Contingencias		<u>5'616,700</u>
Sub-total		128'436,140
B.- CAPITAL DE TRABAJO		<u>23'488,585</u>
<u>TOTAL</u>	S/.	151'924,725

PLAN DE INVERSION FIJA

ITEM	AÑO I	AÑO II
1.- Estudios, Proyectos y gastos de organización	S/. 3'987,910	
2.- Terreno	702,100	
3.- Edificios	11'974,966	
4.- Maquinarias y Equipos	50'100,758	S/. 6'067,000
5.- Despachos y derechos de Aduana	19'756,718	2'370,808
6.- Instalaciones	12'000,000	5'086,231
7.- Gastos de operación durante la puesta en marcha		4'802,350
8.- Intereses durante la construcción		5'970,600
9.+ Contingencias		<u>5'616,700</u>
	<u>122'011,036</u>	<u>29'913,689</u>

X.- F I N A N C I A M I E N T O

C A P I T U L O X

F I N A N C I A M I E N T O

10.1.- FUENTES DE FINANCIAMIENTO

Como fuentes de financiamiento han sido considerados: capital extranjero y capital nacional, repartidos de la siguiente manera:

I	Capital Extranjero	65 %
II	Capital Nacional	35 %

I Capital Extranjero.-

Créditos de proveedores a 10 años, 3 años de gracia, al 8 % de interés anual a rebatir.

II Capital Nacional .-

Crédito de COFIDE que cubre el 20 % de la inversión, a 5 años, 2 de gracia y al 13%.

Fuente de financiamiento propio, que cubre lo restante de la inversión, o sea el 15 %.

10.2.- CUADRO GENERAL DE FINANCIAMIENTO

FUENTES DE FINANCIAMIENTO	%	MONTO	
		US \$	S/.
Créditos de Proveedores	65	1'352,755	98'751,074
Cofide	20		30'384,944
Propio	<u>15</u>		<u>22'788,707</u>
	100		151'924,725

10.3.- ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

Ventas		S/. 104'734,500
- Costo de Manufactura		<u>33'695,401</u>
<u>Utilidad Bruta</u>		71'039,099
- Gastos de Operación		
Costo de Administ.	S/. 3'831,600	
Costo de Vender	1'580,000	
Costo de Financia.	<u>20'285,796</u>	
		<u>25'697,396</u>
<u>Utilidad</u> (antes de deducciones)		45'341,703
- Fondo de la comunidad		
15% - D.L. 18384		<u>6'801,256</u>
<u>Utilidad antes de impuesto</u>		38'540,447
- Impuesto a la Renta (55%)		<u>21'127,246</u>
<u>UTILIDAD NETA</u>		S/. 17'343,201

10.4.- DETERMINACION DE LA TASA INTERNA DE RETORNO

$$\text{TIR} = \frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Inversión}} \times 100$$

$$\text{TIR} = \frac{17'343,201}{151'924,725} \times 100 =$$

$$\underline{\underline{\text{TIR} = 11.42 \%$$

AMORTIZACION Y SERVICIO DE LA DEUDA EXTERNA

(US \$)

AÑO	PRINCIPAL	CUOTA	INTERESES	SALDO
1981	1'352,755.00	135,275.50	108,220.40	1'217,479.50
1982	1'217,479.50	"	97,398.36	1'082,204.00
1983	1'082,204.00	"	86,576.32	946,928.50
1984	946,928.50	"	75,754.28	811,653.00
1985	811,653.00	"	64,932.24	676,377.50
1986	676,377.50	"	54,110.20	541,102.00
1987	541,102.00	"	43,288.16	405,826.50
1988	405,826.50	"	32,466.12	270,551.00
1989	270,551.00	"	21,644.08	135,275.50
1990	135,275.50	"	10,822.04	--

XI.- ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

C A P I T U L O XI

ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

ORGANIZACION.-

Para cumplir los objetivos de la Empresa, ésta deberá mantener una adecuada distribución de esfuerzos que le permitan cumplir con las funciones financieras , productivas administrativas y comerciales.

A continuación se describen de manera concreta las funciones de la estructura orgánica de la Empresa.

ESTRUCTURA ORGANICA DE LA EMPRESA

Gerencia General.-

Es la responsable de la operación de la planta desde el punto de vista técnico y administrativo.

Para el desempeño de este puesto se puede considerar de preferencia un Ingeniero Químico o Industrial.

La planta estará integrada por los departamentos siguientes:

- 1.- Departamento Administrativo

2.- Departamento de Producción, y

3.- Departamento de Ventas

Departamento de Administración

Este departamento cumple una función de enlace y -
coordinación de toda la Empresa.

Está constituido por las siguientes secciones:

- a) Tesorería
- b) Contabilidad
- c) Compras
- d) Almacén

La sección de Contabilidad tiene a su cargo los re
gistros de las cuentas y el estado demostrativo de Ganancias
y Pérdidas. Además deberá hacer los análisis patrimoniales ,
financieros y económicos de la Empresa.

Las adquisiciones de materias primas, materiales y
bienes de uso las realiza la sección compras.

El Almacén es el encargado de la recepción de los
bienes adquiridos y de los productos elaborados, y de la entre
ga de los mismos.

Departamento de Producción

Asume lo relacionado al Proceso Productivo, es así
como se ve involucrado en la determinación de las investiga
ciones y ensayos técnicos, estudio de tiempo y de la mano de
obra requerida, costos estimativos y presupuestos de produc-
ción . Este departamento está integrado por las secciones -
siguientes:

- A) Producción

B) Mantenimiento

C) Laboratorio analítico y Control de
Calidad.

El Laboratorio constituye una sección de suma importancia ya que realiza el control constante de los productos elaborados así como de las materias primas adquiridas.

Además, en dicha sección también son controlados los productos intermedios, de manera que cualquier percance en el proceso productivo pueda ser detectado a tiempo.

Departamento de Ventas

Tiene a su cargo no solo la misión de vender los productos elaborados (el ácido cítrico) sino también la organización de las vías de distribución más adecuadas.

Tratándose de una industria ubicada dentro de las industrias de Segunda Prioridad, la comercialización del ácido cítrico no presentará mayores dificultades porque las ventas estarán dirigidas a consumidores industriales.

XII.- C O N C L U S I O N E S

C A P I T U L O X I I

C O N C L U S I O N E S

1.- El estudio de Mercado demuestra que existen - muy buenas condiciones para llevar a cabo la instalación - de una planta productora de Acido Cítrico, puesto que existe demanda interna y disponibilidad suficiente de la Materia Prima. Por otro lado, el mercado consumidor está bien demarcado lo que nos hace pensar que la comercialización del producto no necesitará de publicidad.

2.- Desde el punto de vista económico, la factibilidad y la rentabilidad están supeditadas a la variación del precio de la materia prima (que actualmente está variando en mayor medida debido a los problemas de naturaleza económico-social de las Cooperativas azucareras), así como del precio - del ácido cítrico, que por ser un insumo totalmente importado en la actualidad y necesario en la industria nacional, su precio depende del establecido en el mercado internacional.

3.- En la estimación del tamaño del tamaño de la -

Planta se ha llegado a determinar que la producción mínima debe ser 465 TM ,la que constituye el 40 % de la capacidad máxima de la planta. Este valor puede parecer bastante alentador , pero cabe señalar que esta determinación está directamente relacionada con la ecuación del costo total y por ende con el costo del equipo,el cual sería a nuestro parecer el principal determinante , ya que no puede ser estimado con exactitud , limitándose a la utilización de índices y costos aproximados de equipos semejantes.

En síntesis , una estimación más realista de los costos nos reflejará un valor más acertado del tamaño mínimo económico así como de la Rentabilidad.

4.- En el desarrollo de la Ingeniería del Proyecto no se ha podido seguir un verdadero estudio del proceso a utilizarse , debido a los pocos medios con que contamos para desarrollar la experimentación científica necesaria,viéndonos obligados a depender de las informaciones recopiladas ,y por ello nuestro estudio en este aspecto se ha limitado a la determinación de capacidades y costos de equipo, más no al diseño en sí.

5.- En general, de los resultados obtenidos se ha llegado a determinar la conveniencia de la instalación de una planta de producción de Acido Cítrico.

6.- Dado que el presente estudio se ha llevado a cabo a nivel de pre-factibilidad para la realización posteri

or se recomienda:

a) Un estudio más profundo en lo referente al Mercado , en especial un análisis exhaustivo de la demanda, del precio de la Materia Prima principal y de las futuras cotizaciones del ácido cítrico en el mercado.

b) Determinación más exacta del monto de la Inversión, corrigiéndose los costos supuestos de manera que se hallen lo más próximos al valor real.

c) Análisis detallado de la rentabilidad a fin de establecer de manera más veraz la conveniencia económica de llevar a cabo el presente proyecto.

d) A la fecha de iniciación de los estudios definitivos , tendrá que actualizársele de acuerdo a las condiciones existentes en el momento.

A N E X O N º 1

CALCULO DE LA RECTA DE AJUSTE

A N E X O N º 1

D E M A N D A D E A C I D O C I T R I C O

C A L C U L O D E L A R E C T A D E A J U S T E

AÑOS T	IMPORTACIONES X (TM/año)	X T	T ²
1	225.60	225.60	1
2	281.70	563.40	4
3	327.30	981.90	9
4	270.76	1083.04	16
5	369.85	1849.25	25
6	426.80	2560.80	36
7	351.20	2458.40	49
8	399.30	3194.40	64
9	501.22	4510.92	81
<u>10</u>	<u>865.97</u>	<u>8659.73</u>	<u>100</u>
Σ 55	Σ 4019.24	Σ 26087.44	Σ 385

$$\bar{X} = 401.924$$

$$\bar{T} = 5.5$$

$$n = 10$$

$$\underline{X' = 136.48 + 48.26 T}$$

A N E X O N º 2

CALCULO DEL TAMAÑO DE LOS EQUIPOS

A N E X O N º 2

CALCULO DEL TAMAÑO DE LOS EQUIPOS

Nº 1 Tanque de almacenamiento de Melaza.-

Sabemos que:

- a.- Calidad de la melaza: 56% de azúcares (cuadro nº 1 - Ca
pítulo V)
- b.- Rendimiento de la fermentación : 74.11 % en base a los
azúcares utilizados.
- c.- Se van a operar tres períodos de fermentación por mes,
(con una duración de siete días por período).
- d.- Consumo anual de Acido Cítrico: 1,200 TM
- Cantidad de azúcares requeridos por año:

Sabemos que:

100 Kg de azúcares producen 74.11 Kg de A.C.

x

1,200 TM/año

de donde:

$$x = 1200 \times \frac{100}{74.11} = 1,619 \text{ Tn de azúca./año}$$

que representan:

$$1,619 \times \frac{100}{56} = 2,891 \text{ Tn de melaza/año}$$

que mensualmente son:

$$2,891 \frac{\text{Tn} \times \text{año}}{\text{año } 12 \text{ meses}} = 241 \text{ Tn de melaza/ mes}$$

y por periodo de fermentación:

$$241 \text{ Tn} \times \frac{\text{mes}}{3 \text{ perio.}} = 81 \text{ Tn/periodo}$$

por otro lado sabemos que la densidad de la melaza es:

$$12 \text{ lb/gal. } \text{ ó } 1.44 \text{ Kg/lt.}$$

- Volumen de melaza :

$$81000 \text{ Kg} \times \frac{0.264 \text{ gal/lt}}{1.44 \text{ Kg/lt.}} = 14,850 \text{ gal/per.}$$

considerando un margen de seguridad de aproximadamente el 70 %:

$$\underline{\text{Volumen del Tanque}} = 14850 \times 1.7 \cong \underline{25,500 \text{ gal.}}$$

Nº 2 Tanque mezclador y dosificador.-

Considerando que el cargado al fermentador se realizará en medio día u ocho Hrs. y que el volumen a ser alimentado al tanque mezclador es:

- suministro de melaza por cada fermentador:

$$\frac{20,250 \text{ Kg}}{1.44 \text{ Kg/lt}} \times 0.264 \text{ gal/lt} = 3,713 \text{ gal}$$

- suministro de agua:

1000 Kg de melaza	-----	866.7 Kg de agua
20,250 "	-----	x

$$x = 17,550 \text{ Kg.}$$

$$\frac{17,550 \text{ Kg}}{1 \text{ Kg/lt}} \times 0.264 \text{ gal/lt} = 4,633 \text{ gal.}$$

$$\text{Volumen total} = 3,713 + 4,633 = 8,346 \text{ gal.}$$

FS = 25%

Capacidad del tanque = $8,346 \times 1.25 = 10,500 \text{ gal.}$

Nº 5 Esterilizador Continuo.-

- Dado que el suministro al esterilizador también será realizado en ocho horas, el flujo proveniente del tanque mezclador será:

$$\frac{8,346 \text{ gal}}{8 \text{ hrs.}} = 1044 \text{ gal/hr}$$

FS = 10 %

Capacidad del Esterilizador = 1,150 gal/hr.

Nº 6 Prefermentador.-

Es el constituyente principal del equipo de Laboratorio. Su capacidad puede ser estimada en 100 gal.

Material: Acero inoxidable

Especificaciones: Con agitador, medidor de pH, presión, temperatura y suministro de aire.

Nº 7 Fermentador.-

Para determinar el volumen de la solución a fermentar se vamos a considerar:

melaza alimentada por periodo 81,000 Kg., considerando que se diluye hasta alcanzar una concentración en azúcares del 12 %, la cantidad de agua a agregar

será:

81000 x 0.56 Kg de azúcares --- 12 %
Y ----- 100 %
Y = 378,000 Kg de solución total
agua agregada = 297,000 Kg. o lt.

Volumen de agua agregada = 78,468 gal./periodo.

Volumen total a fermentarse = 14,850 + 78,468
= 93,318 gal/periodo.

FS = 25 %

Volumen \cong 120,000 gal.

La información acerca de los tanques de fermentación, nos indica una capacidad de 30,000 gal., para cada fermentador, como la más adecuada; es así cómo vamos a utilizar cuatro fermentadores .

Capacidad de cada fermentador = 30,000 gal.

Nº 8 Filtro prensa Nº 1.-

-Volumen de micelio por cada fermentador y en cada periodo:

del balance tenemos:

1,000 kg. de melaza ----- 376.3 kg de micelio
20,250 " ----- x
x = 7,620 kg. de micelio

considerando la densidad del micelio como: 1.5 kg/lt,
el volumen del filtro será:

$$\frac{7,620 \text{ kg.}}{1.5 \text{ kg/lt}} \times 0.035 \frac{\text{ft}^3}{\text{lt}} = 178 \text{ ft}^3$$

FS = 20 % , tiempo de filtrado = 15 hrs.

Capacidad del Filtro = 1¹/₄ PCH

Nº 10 Reactor con Hidróxido de Calcio.-

a.- Volumen neto de filtrado proveniente de un fermentador:

en el fermentador hay: 23,343 gal.

restando los $\frac{7,620}{1.5} \times 0.264 = 1,341$ gal de micelio

volumen de filtrado neto = 22,002 gal.

b.- Agua que entró al filtro:

$$\begin{array}{r} 1,000 \text{ kg de melaza} \quad \text{----} \quad 7,011.4 \text{ kg de agua} \\ 20,250 \quad \text{"} \quad \text{----} \quad x \end{array}$$

x = 141,981 kg de agua,

equivalentes a 37,483 gal de agua

Volumen del filtrado = 22,002 + 37,483 = 59,485 gal

- tiempo en el cual es suministrado = 15 hrs.

flujo = $\frac{59,485 \text{ gal}}{15 \text{ hr.}} = 3,966 \text{ gal/hr.}$

c.- Alimentación de la solución de Ca(OH)₂

del balance:

$$\begin{array}{r} 1,000 \text{ kg de melaza} \quad \text{-----} \quad 2,038.4 \text{ kg de sol.} \\ 20,250 \quad \text{"} \quad \text{-----} \quad x \quad \text{de Ca(OH)}_2 \end{array}$$

$x = 41,278$ kg. de sol. de hidróxido de Ca.
que teniendo una densidad de 1.13 kg/lt, nos dará un volumen de :

$$\frac{41,278}{1.13} \times 0.264 = 9,644 \text{ gal.}$$

que siendo suministrados en 15 hrs. nos da un flujo de:

$$9,644 / 15 = 643 \text{ gal/hr.}$$

- Flujo al reactor:

$$3,966 + 643 = 4,609 \text{ gal/hr.}$$

Considerando la velocidad de reacción y dándonos un margen de seguridad, vamos a asumir 5 hrs. como factor de operación, resultando una capacidad para el reactor de:

$$4,609 \text{ gal/hr.} \times 5 \text{ hrs.} \cong \underline{24,000 \text{ gal.}}$$

Nº 9 Tanque para $\text{Ca}(\text{OH})_2$.-

Volumen de solución de hidróxido de calcio para cada fermentador:

$$9,644 \text{ gal.}$$

$$\text{FS} = 25 \% \quad \underline{\text{Capacidad del Tanque}} = 12,000 \text{ gal.}$$

Nº 11 Filtro prensa Nº 2.-

- Volumen de citrato formado:
del balance:

$$\begin{array}{rcl} 1,000 \text{ kg. de melaza} & \text{-----} & 834.5 \text{ kg. de citrato} \\ 20,250 \text{ "} & \text{-----} & \times \end{array}$$

x = 16,900 kg. de citrato

siendo su densidad 50 kg/ft³, el volumen de citrato será:
$$\frac{16,900}{50} = 338 \text{ ft}^3$$

Considerando que el filtrado se realiza el 15 hrs., el volumen de sólidos por hora será:

$$\frac{338}{15} = 23 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

FS = 20% Capacidad del Filtro = 28 PCH

Es conveniente utilizar dos unidades de 14 PCH.

Nº 12 Tolva de almacenamiento de Citrato.-

Volumen de citrato filtrado:

1,000 kg de melaza ---- 821.82 kg de citrato

20,250 " ---- x

x = 16,642 kg. de citrato

densidad: 50 kg/ft³

$$16,642 / 50 = 333 \text{ ft}^3.$$

pasandolo a galones:

$$333 \times 7.481 = 2,490 \text{ gal.}$$

Volumen de agua en el citrato:

1,000 kg de melaza ----- 806.8 kg de agua

20,250 " ----- x

$$x = 16,338 \text{ kg de agua} \times \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \times 0.264 \frac{\text{gal}}{\text{lt}} =$$

$$= 4,315 \text{ gal.}$$

Volumen total de citrato alimentado a la Tolva:

$$2,490 + 4,315 = 6,805 \text{ gal.}$$

$$FS = 30 \%$$

$$\underline{\text{Volumen de la Tolva}} = 9,000 \text{ gal.}$$

Nº 14 Reactor con H₂SO₄.

- Volumen de citrato hidratado proveniente de la tolva:

$$6,805 \text{ gal} \times 3.785 \text{ Lt/gal.} = 25,760 \text{ lt.}$$

sabiendo que la densidad del citrato es 1.32 kg/lt,

el peso de citrato que va al reactor es:

$$\bullet \quad 25,760 \times 1.32 = 34,000 \text{ kg.}$$

- Cantidad de ácido sulfúrico en solución requerida:

del balance tenemos:

$$1,645.47 \text{ kg. de citrato} \quad \text{---} \quad 2,885.69 \text{ kg. sol.}$$

$$34,000 \quad \text{"} \quad \text{---} \quad \text{x}$$

$$\text{x} = 59,630 \text{ Kg de solución de H}_2\text{SO}_4$$

sabiendo que la densidad de esta solución es 1.08 kg

el volumen de solución será: lt

$$\frac{59,630}{1.08} \times 0.264 = 14,580 \text{ gal.}$$

- Volumen de reactantes que entran al reactor:

$$6,805 + 14,580 = 21,385 \text{ gal.}$$

- Considerando que son cargados al reactor en 15 hrs., el

flujo será:

$$21,385 / 15 = 1,426 \text{ gal/hr.}$$

Asumiendo un criterio análogo al del reactor con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ el factor de seguridad va a ser cinco hrs.; el flujo corregido será:

$$1,426 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times 5 \text{ hr} \cong 7,200 \text{ gal.}$$

$$\underline{\text{Volumen del Reactor}} = 7,200 \text{ gal.}$$

Nº 13 Tanque para H_2SO_4 .

Peso de la solución de ácido sulfúrico que entra al reactor:

$$59,630 \text{ kg} \times \frac{465.69}{2885.69} = 9,625 \text{ Kg. de } \text{H}_2\text{SO}_4$$

que ocupan un volumen de :

$$\frac{9,625 \text{ kg}}{1.83 \text{ kg/lt}} \times 0.264 \text{ gal/lt} = 1,388 \text{ gal}$$

considerando un FS = 25% , y un abastecimiento para un periodo:

$$\text{Volumen} = 1,388 \times 4 \times 1.25 \cong 7,000 \text{ gal.}$$

$$\underline{\text{Volumen del tanque}} = 7,000 \text{ gal.}$$

Nº 15 Filtro Prensa Nº 3.

- Cálculo de la cantidad de sulfato de calcio formado:

$$\begin{array}{rcl} 1,000 \text{ kg de melaza} & \text{---} & 743.04 \text{ kg.} \\ 20,250 \text{ "} & \text{---} & \text{x} \end{array}$$

x = 15,232 Kg de sulfato de calcio
sabiendo que su densidad es 2.32 kg/lt

$$\frac{15,232}{2.32} \times 0.03 = 197 \text{ ft}^3$$

Considerando un tiempo de filtrado de 15 hrs., la cantidad de sólidos filtrados será:

$$197/15 = 13.2 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$\text{FS} = 20 \%$$

Capacidad del Filtro = 16 PCII

Nº 18 Reactor con Carbón Activado.-

Peso de la solución que pasa por los intercambiadores:

$$1,000 \text{ kg de melaza} \text{ ----- } 4,753.70 \text{ kg de sol,}$$

$$20,250 \text{ " } \text{ ----- } \text{ x}$$

$$\text{x} = 97,451 \text{ Kg de solución filtrada}$$

teniendo una densidad de 1.04 kg/lt ,

$$V = \frac{97,451}{1.04} \times 0.264 = 23,051 \text{ gal.}$$

$$\text{FS} = 30 \%$$

Volumen del reactor = 30,000 gal.

Nº 19 Filtro Clarificador.-

Considerando un flujo continuo, la producción de ácido cítrico será:

$$\frac{1,200}{12} \times \frac{1}{27} \times \frac{1}{16} \times 1,000 = 232 \text{ kg/hr.}$$

Del balance de materias sabemos que:

415.04 kg. de ácido cítrico ----- 4,689.92 kg de sol.

232 kg /hr. ----- x

x = 2,622 Kg./hr de solución al clarificador,

sabiendo que su densidad es 1.04 Kg/lt el flujo será:

$$\frac{2,622 \text{ kg/hr}}{1.04 \text{ kg/lt}} \times \frac{0.264 \text{ gal}}{1 \text{ t}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 11.10 \text{ GPM}$$

teniendo en cuenta un FS = 20 % en el flujo:

$$\underline{\text{Capacidad del Filtro}} = 13.3 \text{ GPM}$$

Nº 20 Evaporador Cristalizador.-

Considerando un flujo igual al del filtro clarificador tendremos:

$$\text{Flujo} = 13.3 \text{ GPM}$$

Nº 21 Filtro Rotativo.-

- Volumen de sólidos ;

Del balance:

415.04 kg. de A.C. ----- 586.34 Kg a la
centrífuga
232 kg./hr ----- x

x = 328 Kg/hr. de solución a la centrífuga

dado que la densidad es 25 kg/ft³ , el volumen será:

$$\frac{328 \text{ kg}}{25 \text{ kg/ft}^3} = 13.12 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$\text{FS} = 20\% \quad \underline{\text{Capacidad de la centrífuga}} = 16 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Nº 22 Secador Rotativo.-

Teniendo en cuenta que se quiere producir 232 kg/hr de A.C. ,la capacidad estimada del secador será:

$$\underline{\text{Capacidad}} = 300 \text{ Kg./hr.}$$

Nº 23 Tamizador.-

Especificación : de cuatro mallas.

Nº 24 Ensacadora.-

Capacidad : 250 Kg./hr.

T - 1 Transportador de gusano.-

Volumen de citrato de calcio alimentado a la tolva: 333 ft³ ; teniendo en cuenta que será alimentado en 15 hrs., la capacidad del transportador será:

$$\frac{333 \text{ ft}^3}{15 \text{ hr.}} = 22.2 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$\underline{\text{Capacidad}} = 25 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

ESTIMACION DEL TAMAÑO DE EQUIPOS DE SERVICIO

- Cálculo de la Producción de vapor.-

a.- Vapor al evaporador cristalizador

Del balance:

$$4,092.88 \text{ Kg, de H}_2\text{O} \quad \text{-----} \quad 415.04 \text{ Kg de AC}$$

$$x \quad \text{-----} \quad 232 \text{ Kg /hr "}$$

$$X = 2,288 \text{ Kg/hr. de vapor}$$

suponiendo que el rendimiento del evaporador es 75 % ,

$$\text{flujo} = \frac{2,288}{0.75} = 3,050 \text{ kg/hr.}$$

b.- Vapor para otros usos: 100 % adicional

$$\text{Vapor Total} = 6,100 \text{ Kg/hr.}$$

c.- Cantidad de Agua requerida para generar el vapor:
(10%) adicional).

$$6,100 \times 1.1 = 6,700 \text{ Kg/hr de Agua.}$$

Nº 31 Caldero.-

Sabiendo que un HP del caldero equivale a 15.65 Kg.
de vapor a 220 lb/pulg² , se necesitan :

$$\frac{6,700 \text{ Kg/hr}}{15.65 \text{ Kg/HP}} = 430 \text{ HP/hr.}$$

Dándonos un margen de seguridad del 30% , la capacidad del caldero es corregida a:

$$430 \times 1.3 = 558 \text{ HP/hr.}$$

Nº 32 Tanque para Petróleo Industrial Nº 6.-

Los 6,100 Kg/hr de vapor equivalen a :

$$6,100 \text{ Kg/hr} \times 2.2 \text{ lb/Kg} = 13,420 \text{ lb/hr}$$

sabiendo que la entropía del vapor a 220 lb/plg² es

1.5371 BTU/lb^{°R} , correspondiendo a una temperatura de 390^{°F}
ó 850 ^{°R} , luego tendremos:

$$1,5371 \text{ BTU/lb.}^{\circ\text{R}} \times 850^{\circ\text{R}} = 1,310 \text{ BTU/lb.}$$

- Poder calorífico del petróleo industrial N° 6 =
18,600 BTU/lb.
- Considerando un rendimiento del 75% , la cantidad de ca
lor requerida será:

$$Q = \frac{13,420 \text{ lb/hr}}{0.75} \times 1,310 \text{ Btu/lb} = 23,441,000 \frac{\text{btu}}{\text{hr}}$$

- Cantidad de petróleo industrial:

$$\frac{23,441,000 \text{ Btu/hr}}{18,600 \text{ Btu/lb.}} = 1,260 \text{ lb/hr.}$$

que equivalen a:

$$573 \text{ Kg/hr.}$$

que transformados a galones : (densidad = 0.94 Kg/lt)

$$\frac{573 \text{ Kg/hr}}{0.94 \text{ Kg/lt}} \times 0.264 \frac{\text{gal}}{\text{lt}} = 160 \text{ gal/hr.}$$

- Dándonos un margen de seguridad de 7 días (16 hr/día)
el volumen necesario será:

$$160 \text{ gal/hr} \times 16 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 7 \text{ días} = 18,000 \text{ gal.}$$

$$\underline{\text{Volumen del Tanque}} = 18,000 \text{ gal.}$$

Nº 29 Tanque de Almacenamiento de Agua.-

a.- Agua para el Caldero: 6,700 Kg/hr = 764,122 gal/mes

b.- Agua para el tanque mezclador y dosificador para un mes :

$$\frac{4,633 \text{ gal}}{\text{tanque}} \times \frac{4 \text{ tanq.}}{\text{peri.}} \times \frac{3 \text{ peri.}}{\text{mes}} = 55,600 \frac{\text{gal.}}{\text{mes}}$$

c.- Agua a la solución esterilizada

$$14,997 \frac{\text{gal}}{\text{tanq.}} \times \frac{4 \text{ tanq.}}{\text{peri.}} \times \frac{3 \text{ peri.}}{\text{mes}} = 180,000 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

d.- Agua al filtro prensa N° 1 :

del balance:

$$37,483 \text{ gal} \times 4 \times 3 = 450,000 \text{ gal/mes}$$

e.- Agua al reactor con $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Del balance tenemos que la solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tiene un contenido de agua igual al

$$\frac{1,701}{2,038.4} \times 100 = 83.5 \%$$

suministro de agua :

$$9,644 \text{ gal} \times 0.835 \times 4 \times 3 = 96,640 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

f.- Agua al reactor con H_2SO_4

Del balance, la cantidad de agua en la solución de H_2SO_4 representa el:

$$\frac{2,420}{2,885.69} \times 100 = 77.6 \%$$

luego, la cantidad de agua contenida será:

$$14,580 \times 0.776 \times 4 \times 3 = 135,811 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

g.- Agua al filtro prensa N° 2:

$$10,650 \frac{\text{gal}}{\text{tanq.}} \times 4 \times 3 = 127,790 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

h.- Agua al filtro prensa N° 3 :

del balance tenemos:

$$11,946 \frac{\text{gal}}{\text{tanq.}} \times 4 \times 3 = 143,350 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

i.- Agua a la centrífuga:

del balance:

$$39 \frac{\text{gal}}{\text{tanq.}} \times 4 \times 3 = 461 \frac{\text{gal}}{\text{mes}}$$

Total de Agua necesaria por mes suministrada a la Planta :

$$A = 1'953,774 \text{ gal de Agua por mes.}$$

Sabiendo que nuestro régimen de trabajo consta de 27 días con 16 hr/día, el flujo en gal/hr. será:

$$1'953,774 \frac{\text{gal}}{\text{mes}} \times \frac{\text{mes}}{27 \text{ d.}} \times \frac{\text{día}}{16 \text{ hr.}} = 4,522 \frac{\text{gal}}{\text{hr.}}$$

Suponiendo un abastecimiento para 8 hr. la capacidad del tanque sería:

$$4,522 \frac{\text{gal}}{\text{hr.}} \times 8 \text{ hrs.} = 36,200 \text{ gal}$$

$$FS = 25\%$$

$$\underline{\text{Capacidad del Tanque de Agua}} = 45,000 \text{ gal}$$

Nº 33 Filtro de Petróleo Industrial Nº 6.-

Filtro de servicio continuo , nos debe garantizar un flujo de alimentación al caldero equivalente a 160 gal/hr.

Nº 25 Tanque para Acido Clorhídrico.-

Sabemos que el flujo de agua tratada es:

$$4,522 \text{ gal/hr}$$

que equivalen a :

$$4,522 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times 16 \frac{\text{hr}}{\text{día}} = 72,352 \frac{\text{gal}}{\text{día}}$$

$$72,352 \frac{\text{gal}}{\text{día}} \times 3.785 \frac{\text{lt}}{\text{gal}} = 273,852 \frac{\text{lt}}{\text{día}}$$

Como medida de seguridad, el flujo a tratar por día será incrementado en un 50 %. Luego:

$$\text{Flujo} = 273,852 \times 1.5 = 410,778 \frac{\text{lt}}{\text{día}}$$

Como dato del fabricante, para la resina catiónica tipo SK-1 a ser usada , se tiene la siguiente relación:

$$1,000 \text{ lt de agua tratada} \text{ --- } 2.489 \text{ lt HCl (34\%)} \\ \text{requieren}$$

$$410,778 \text{ lt/día} \text{ " --- } x$$

$$x = 410,778 \times \frac{2,489}{1,000} = 1,022 \frac{\text{lt}}{\text{día}}$$

$$x = 1,022 \text{ lt de HCl al 34\% / día}$$

El suministro de HCl se hará cada 27 días; asumiendo

un factor de seguridad del 50% que nos garantice el volumen de ácido necesario para los intercambiadores iónicos, la capacidad del tanque deberá ser:

$$1,022 \times 27 \times 1.5 = 41,390 \text{ lts de HCl } 3\frac{1}{2}\%$$

equivalentes a:

$$41,390 \frac{\text{lt}}{\text{}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ lt}} = 10,927 \text{ gal.}$$

$$\underline{\text{Capacidad del Tanque de HCl } (3\frac{1}{2}\%)} = 11,000 \text{ gal}$$

Especificaciones: forrado con jobe, y con tapa.

Nº 26 Tanque para Na(OH) al 50%.-

Como dato del fabricante, para la resina aniónica tipo DOWEX WGR a ser usada se tiene la siguiente relación:

$$1,000 \text{ lt de agua tratada} \text{ ---- } 4.24 \text{ lt de Na(OH)} \\ \text{requieren}$$

$$410,778 \text{ lt/día} \quad " \quad \text{----} \quad \times$$

$$x = 410,778 \times \frac{4.24}{1,000} = 1,741 \frac{\text{lt}}{\text{día}}$$

$$x = 1,741 \text{ lt de Na(OH) al } 50\% \text{ /día}$$

Teniendo en cuenta las mismas consideraciones que para el tanque de ácido clorhídrico, la capacidad será:

$$1,741 \text{ lt} \times 27 \times 1.5 = 70,504 \text{ lt de Na(OH)}$$

equivalentes a:

$$70,504 \text{ lt} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ lt}} = 18,613 \text{ gal.}$$

Capacidad del Tanque de Na(OH) 50% = 19,000 gal.

Especificaciones: con tapa y regulador del flujo de salida.

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE LAS BOMBAS

I.- PARA USO PRINCIPAL

B-1 Bomba para alimentar al tanque mezclador y dosifi.-

Suministro: de melaza

$$\frac{20,250 \text{ Kg}}{1.44 \text{ Kg/lt}} \times 0.264 \frac{\text{gal}}{\text{lt}} = 3,713 \text{ gal}$$

Tiempo: suministrados en una hora

$$\frac{3,713 \text{ gal}}{60 \text{ min}} = 62 \text{ GPM}$$

Margen de Seguridad = 25%

Alimentación: 78 GPM

Potencia : 5 HP

B-2 Bomba de agua al tanque mezclador.-

Alimentación de agua: 17,550 Kg.

$$17,550 \times 0.264 = 4,633 \text{ gal.}$$

Tiempo: suministrados en una hora

$$\frac{4,633 \text{ gal}}{60 \text{ min}} = 77 \text{ GPM}$$

FS = 20%

$$\text{Flujo} = 77 \times 1.2 = 93 \text{ GPM}$$

Alimentación: 93 GPM

Potencia: 5 HP

B-3 Bomba al Esterilizador.-

Flujo que sale del tanque dosificador y mezclador:

$$3,713 \text{ gal} + 4,633 \text{ gal} = 8,346 \text{ gal.}$$

que son suministrados en 8 hrs.

$$\frac{8,346 \text{ gal}}{8 \text{ hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 18 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación: 22 GPM

Potencia: 2.5 HP

B-4 Bomba al filtro prensa N°1.-

Suministro: 23,343 gal

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{23,343 \text{ gal}}{15 \text{ hr.}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 26 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación : 33 GPM

Potencia: 2.5 HP

B-5 Bomba para la solución de Ca(OH)₂.-

Suministro al reactor = 9,644 gal

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{2,644 \text{ gal}}{15 \text{ hr.}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 11 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación: 14 GPM

Potencia: 2.5 HP

B-6 Bomba del filtro prensa N°1 al reactor con Ca(OH)₂.

Suministro de solución de A.C. = 59,485 gal.

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{59,485 \text{ gal}}{15 \text{ hr.}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 66 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación : 83 GPM

Potencia: 2.5 HP

B-7 Bomba al filtro prensa N°2.

$$\text{Suministro: } \frac{3,966 \text{ gal}}{\text{hr}} + \frac{643 \text{ gal}}{\text{hr}} = \frac{4,609 \text{ gal}}{\text{hr}}$$

$$\frac{4,609 \text{ gal}}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 67 \text{ GPM}$$

FS = 25%

$$67 \text{ gpm} \times 1.25 = 96 \text{ GPM}$$

Alimentación : 96 GPM

Potencia : 2.5 HP

B-8 Bomba para la solución de H₂SO₄.-

Suministro de ácido sulfúrico en solución = 14,580 gal

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{14.580 \text{ gal}}{15 \text{ hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ mi}} = 16.5 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación : 21 GPM

Potencia: 1 HP

B- 9 Bomba al filtro prensa N°3.-

Suministro de solución de A.C. con sulfato de calcio:

21.385 gal

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{21.385 \text{ gal}}{15 \text{ hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 24 \text{ GPM}$$

FS = 25%

Alimentación : 30 GPM

Potencia: 1 HP

B-10 Bomba a los intercambiadores iónicos.-

Suministro de ácido cítrico en solución: 19,912 gal

Tiempo de suministro: 15 hrs.

$$\frac{19.912 \text{ gal}}{15 \text{ hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 22.12 \text{ GPM}$$

Margen de seguridad: 25%

Alimentación: 28 GPM

Potencia : 2.5 HP

B-11 Bomba a la Centrífuga.-

Suministro : 11.10 GPM

Margen de seguridad : 20%

Alimentación: 13.3 GPM

Potencia : 1 HP

II PARA USO DE SERVICIOS

B-12 Bomba para el Pozo.-

El suministro de agua a la Planta es: 4,522 gal/hr

Aplicando un factor de seguridad del 50% , el flujo corregido será:

$$4,522 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times 1.5 \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 113 \text{ GPM}$$

Alimentación: 113 GPM

Potencia : 5 HP

B-13 Bomba de agua al caldero.-

Suministro total : 6,700 lt/hr de agua

$$\text{equivalentes a : } 1,770 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 29.5 \text{ GPM}$$

$$\text{FS} = 20\% \quad \text{flujo} = 29.5 \times 1.2 = 36 \text{ GPM}$$

Flujo : 36 GPM

Potencia: 2.5 HP

B-14 Bomba para Petróleo Industrial Nº 6.-

Consumo de Petróleo en el caldero: 160 gal/hr.

$$\frac{160 \text{ gal}}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} = 2.67 \text{ GPM}$$

Flujo : 3 GPM

Potencia : 1 HP

A N E X O N º 3

I N S U M O S N E C E S A R I O S

A N E X O N º 3

I N S U M O S N E C E S A R I O S

BASE: Un año de operación

1.- Hidróxido de Calcio.-

Es necesario que la cal sea la más pura posible y libre de metales pesados , principalmente hierro y magnesio.

Del balance:

298 Kg de Ca(OH)_2 ----- 1,000 Kg de melaza

x 2,891 TM

x = 862 TM de Ca(OH)_2

Proveedor: Industria existente en Simbal - Trujillo

Precio: S/. 2,840/TM

Costo Total: S/. 2'449,400

2.- Carbónato de Calcio.-

Del balance:

39.4 Kg de CaCO_3 ----- 1,000 Kg de melaza

x 2,891 TM

x = 114 TM

Proveedor: la misma industria que proporciona el

Ca(OH)_2

Precio: S/. 3,020 /TM

Costo Total: S/. 344,190

3.- Acido Sulfúrico.-

Del balance:

466 Kg de H_2SO_4 ----- 1,000 Kg de melaza

x ----- 2,891 TM

x = 1,347 TM de H_2SO_4

Proveedor : Rayón y Celanesse

Precio: S/. 3.70/Kg + 20 % en tanques cisterna
ácido concentrado.

Costo Total: S/. 5'980,680

4.- Carbón Activado.-

Para nuestros requerimientos necesitamos carbón con 100% de actividad, un pH = 3 o muy aproximado y de la mejor calidad.

Del Balance:

9.75 Kg de Carbón A. --- 1,000 Kg de melaza

x --- 2,891 TM

x = 28.2 TM de carbón activado

Proveedor: Rayón y Celanesse

Precio: S/. 90/Kg + 20 %

Costo Total : S/. 3'045,600

5.- Acido Clorhídrico (34%) .-

El consumo anual de ácido clorhídrico es del orden de 57 TM de solución de éste ácido al 34%.

Proveedor: Sociedad Paramonga

Precio: S/. 3,480/TM + 5%

Costo Total: S/. 208,700

6.- Hidróxido de Sodio (50%).-

Consumo: 107 TM de solución al 50%

Proveedor: Sociedad Paramonga

Precio: S/. 16,000/TM + 5%

Costo Total: S/. 1'806,600

7.- Combustible Petróleo Industrial N° 6.-

Consumo: 864,000 gal.

Proveedor: Petro - Perú

Precio : S/. 5.63/gal

Costo Total : S/. 4'864,320

8.- Sales Inorgánicas.-

Dado que la composición así como la proporción de éstas, son datos fundamentales del "Know - How" del fabricante, no podemos determinar exactamente el costo total

Se puede estimar un costo aproximado de S/ 220,000 por año.

9.- Bolsas de Papel.-

Debido a que el ácido cítrico es higroscópico y de elevado costo , se hace necesario usar bolsas de papel con cinco pliegues mas uno impermeabilizado con polietileno.

Capacidad de la bolsa: 25 Kg.

Requerimiento: 48,000 bolsas

Proveedor: Sociedad Paramonga

Precio: S/. 17.50/bolsa

Costo Total : S/. 840,000

TRATAMIENTO DE AGUA

1.- Cantidad de resina catiónica requerida para el tratamiento :

- Tipo de Resina : SK - 1 Catiónica
- Capacidad de la resina = 52 grs de CaCO_3 /lt resi.
- Nivel de regeneración = 70 grs de HCl/lt resina
- Volumen de agua a tratar = 36,200 gal que abastecerán durante 8 hrs. a la planta.
- Calidad del agua = asumiendo que el agua a ser tratada contiene un total de cationes igual a:
744 ppm de CaCO_3 .

La cantidad de resina necesaria será:

$$\frac{744 \text{ ppm} \times 137,017 \text{ lt}}{1000\text{mg/gr} \times 52 \text{ gr/lt res.}} \times 1.16 = 2,275 \text{ lt res.}$$

FS = 1.16

- Regeneración química:

$$\frac{70 \text{ gr HCl}}{\text{lt res.}} \times 2,275 \text{ lt resi.} = 160 \frac{\text{Kg HCl}}{\text{ciclo}}$$

ciclo = 8 hr.

Cantidad de HCl al 34 % :

$$x = 160 \times \frac{100}{34} = 470 \text{ Kg de HCl / ciclo}$$

2.- Cantidad de resina aniónica requerida para el tratamiento:

- Tipo de resina: Dowex WGR aniónica
- Capacidad de la resina: 68 gr de CaCO₃/lt res.
- Nivel de regeneración: 64 gr Na(OH)/lt resina
- Volumen de agua a tratar : 36,200 gal/ciclo
- Calidad de agua: Asumiendo que el agua a tratar tiene un total de cationes = 780.33 ppm de carbonato de calcio.

La cantidad de resina requerida será:

$$\frac{780.33 \text{ ppm} \times 137,017 \text{ lt}}{1,000 \text{ mg/gr} \times 68 \text{ gr/lt res.}} \times 1.16 = 1,824 \text{ lt res.}$$

Regeneración química:

$$\frac{64 \text{ gr Na(OH)}}{\text{lt res.}} \times 1,824 \text{ lt res.} = 117 \frac{\text{Kg Na(OH)}}{\text{ciclo}}$$

Cantidad de Na(OH) al 50%

$$x = 234 \text{ Kg /ciclo}$$

NOMENCLATURA

- I.-
- CU Costo Unitario
 - C_t Costo Total
 - FS Factor de Seguridad
 - I Indice
 - P Potencia
 - PF Período de Fermentación
 - R Reciclo
 - RE Relave
 - TIR Tasa interna de Retorno
 - V_t Ventas Totales
- II.- 29.16.04.01 Código NABANDINA para el
Acido Cítrico
- III.- Precio FOB Franco a bordo, indicando puerto
de embarque.
- Precio CIF Costo, seguro, flete, indicando pu
erto de destino.
- IV.- Otros conceptos
- Aerobio : Dícese del ser microcópico que necesi
ta del oxígeno para subsistir.
 - Enzima : Sustancia orgánica soluble que actua
como catalizador en los procesos de
metabolismo.
 - Micelio : Talo de los hongos que constituye el -

aparato de nutrición de los mismos.

Talo : Aparato vegetativo.

B I B L I O G R A F I A

- CHEMICAL ENGINEERING PLANT,
Frank Vilbrandt.
- CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK , Quinta Edición,
John Perry.
- CITRIC ACID FROM MOLASSES,
Chemical Engineering , Abril, 1961.
- ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGIA QUIMICA,
Kirck - Othmer.
- ESTUDIO DE FACTIBILIDAD " ACIDO CITRICO A PARTIR DEL JUGO DE LIMON ",
Banco Industrial del Perú.
- INDUSTRIAS DE PROCESO QUIMICO
R. Morris Shreve.
- MANUAL DE PROYECTOS DE DESARROLLO ECONOMICO,
Naciones Unidas.
- EVOLUCION INDUSTRIAL MANUFACTURERA PERUANA,
Ministerio de Industria y Turismo.
- U.S. Pat. 2,072,919 "PROCESS FOR PRODUCING CITRIC ACID", Justin Zender, Marzo 1937.
- U.S. Pat. 2,353,771 "METHOD OF PRODUCING CITRIC ACID BY FERMENTATION" , Joseph Szűcs , Julio 1944.