

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



ESTUDIO DE PRE - FACTIBILIDAD PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL ZUMODE LIMON

T E S I S

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO

**LUZ ELVIRA CHUMBIRAY AYALA
MIGUEL ANTONIO DEL CAMPO ESTRADA**

LIMA - PERU - 1985

*
* DEDICO ESTE ESTUDIO A MIS *
* QUERIDOS PADRES Y HERMANOS. *
*
* Luz Elvira. *
*

*
*
* A MIS PADRES. *
* *
* Miguel Antonio *
* *

I N D I C E

	<u>Pág.</u>	
CAPITULO	ASPECTOS GENERALES	
	1.1 INTRODUCCION	2
CAPITULO II	ESTUDIO DE MERCADO	
	2.1 ASPECTOS GENERALES	
	2.1.1 DEFINICION DEL PRODUCTO	6
	a. Características Generales	
	b. Principales Usos Finales	
	c. Mercado de Materia - Prima	
	2.1.2 AREA GEOGRAFICA DEL ESTUDIO	14
	a. Mercado Nacional	
	b. Mercado Subregional Andino	
	c. Mercado Latinoamericano	
	2.1.3 METODOLOGIA	17
	2.2. ANALISIS DE LA DEMANDA	18
	2.2.1 DEMANDA HISTORICA	18
	a. Mercado Nacional	
	2.2.2 DEMANDA PROYECTADA	35
	2.3. ANALISIS DE LA OFERTA	39
	2.4. DEMANDA DEL PROYECTO	48
	2.4.1 DEMANDA INSATISFECHA	
	2.4.2 DEMANDA DEL PROYECTO	
	2.5. ANALISIS DE PRECIOS	48
	2.6. COMERCIALIZACION	48
	2.6.1 CANALES DE DISTRIBUCION	48

CAPITULO III LOCALIZACION Y TAMAÑO DE PLANTA

3.1.	LOCALIZACION DE PLANTA	51
3.1.1	DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA	53
	a. Limón	
	b. Empresas elaboradas de Aceite esencial de limón	
3.1.2	DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS INDUSTRIALES	53
	a. Agua	
	b. Energía Eléctrica	
	c. Combustible	
3.1.3	DISPONIBILIDAD DE MANO DE OBRA	54
3.1.4	DISTANCIA A LOS CENTROS DE CONSUMO	54
3.1.5	MEDIOS DE TRANSPORTE	55
3.1.6	AREA Y DISPONIBILIDAD DE TERRENO	55
3.1.7	CONDICIONES CLIMATICAS Y AMBIENTALES	55
3.1.8	POLITICA DE DESARROLLO	55
3.2.	TAMAÑO DE PLANTA	55
3.2.1	TAMAÑO DE PLANTA VS MERCADO	55
3.2.2	TAMAÑO DE PLANTA VS TECNOLOGIA	57
3.2.3	TAMAÑO DE PLANTA VS RECURSOS PRODUCTIVOS	57
3.2.4	CONCLUSIONES	57

CAPITULO IV INGENIERIA DE PROYECTO

4.1.	INGENIERIA DE PROYECTO	59
4.1.1	OBJETIVO	59
4.1.2	PRODUCTO	

4.1.3	PROCESOS ALTERNATIVOS	62
4.1.4	TECNOLOGIA DE LA PRODUCCION DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL ZUMO DE LIMON	65
4.1.5	PRODUCCION DEL ACIDO CITRICO A PARTIR DEL JUGO DE LIMON (GENERALIDADES)	65
4.1.6	MATERIA PRIMA	67
4.1.7	ALMACENAMIENTO DEL ZUMO	69
4.1.8	FERMENTACION NATURAL	70
4.1.9	PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO	74
4.1.10	PRECIPITACION EN CALIENTE	75
4.1.11	PRECIPITACION EN FRIO CALIENTE	75
4.1.12	PRECIPITACION EN FRIO	76
4.1.13	INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA SOBRE LA PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO	76
4.1.14	COMPARACION DE LOS PROCESOS DE PRECIPITACION EN CALIENTE Y EN FRIO	79
4.1.15	LIBERACION DEL ACIDO CITRICO	81
4.1.16	PURIFICACION DEL AGUA MADRE	84
4.1.17	INTERCAMBIO IONICO	86
4.1.18	TIPOS DE RESINA	89
4.1.19	DISEÑO Y OPERACION DE SISTEMAS DE INTERCAMBIO IONICO	91
4.1.20	CONCENTRACION Y CRISTALIZACION	95
4.1.21	EQUIPO DE CONCENTRACION Y CRISTALIZACION	98

	4.2.	DESCRIPCION DEL PROCESO SELECCIONADO	101
	4.2.1	SELECCION DE EQUIPOS Y ESPECIFICACIONES - (Ver Anexo)	105
CAPITULO V		INVERSION	
	5.1.	OBJETIVO	127
	5.1.1	INVERSION FIJA	127
	5.1.2	CAPITAL DE TRABAJO	131
	5.1.3	PROGRAMA DE INVERSION	131
	5.2.	FINANCIAMIENTO	136
	5.2.1	FUENTES DE FINANCIAMIENTO	136
	5.2.2	PRESUPUESTO DE FINANCIACION	137
	5.2.2.1	Instituciones Financieras	138
CAPITULO VI		PRESUPUESTO DE INGRESOS Y GASTOS	
	6.1.	PRESUPUESTO DE INGRESOS	143
	6.1.1	PROGRAMA DE VENTAS	143
	6.1.2	PRECIO DE VENTA	143
	6.2.	PRESUPUESTO DE GASTOS	
	6.2.1	PRESUPUESTO DE COSTO DE PRODUCCION	148
	6.2.1.1	Materias Primas y Servicios	148
	6.2.1.2	Mano de Obra Directa	148
	6.2.1.3	Gastos de Fabricación	149
	6.2.2	PRESUPUESTO DE GASTOS - PROPIAMENTE DICHOS	161
	6.2.2.1	Gastos de Venta	161
	6.2.2.2	Gastos Administ.	161

	6.2.2.3 Amortización - de Gastos Pre- Operativos	162
	6.2.2.4 Presupuesto de Gastos Financ.	162
CAPITULO VII	ANALISIS ECONOMICO-FINANCIERO	
	7.1. ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS	165
	7.1.1 UTILIDAD BRUTA	165
	7.1.2 UTILIDAD DE OPERACION	166
	7.1.3 RENTA IMPONIBLE	166
	7.1.4 UTILIDAD DESPUES DEL IMPUUESTO	167
	7.1.5 UTILIDAD ANTES DE RE- SERVA LEGAL	167
	7.1.6 UTILIDAD NETA	167
	7.2. ESTADOS DE UTILIDADES RETENI- DAS PROYECTADAS	168
	7.3. FLUJOS DE CAJA PROYECTADOS	168
	7.3.1 INGRESOS EFECTIVOS	168
	7.3.2 EGRESOS EFECTIVOS	168
	7.4. PUNTO DE EQUILIBRIO	175
CAPITULO VIII	EVALUACION ECONOMICA FINANCIERA	
	8.1. EVALUACION PRIVADA	182
	8.1.1. RENTABILIDAD ECONOMICA	182
	8.1.2 RENTABILIDAD FINANCIERA	185
	ANEXO	
	ANEXO 1 CALCULOS Y DISEÑOS DE EQUIPOS	189
	ANEXO 2 CONTROL DE CALIDAD DEL ACIDO CITRICO	224
	ANEXO 3 COSTO DE TERRENO Y OBRAS CI VILES	231
	BIBLIOGRAFIA	

C A P I T U L O I

C A P I T U L O

ASPECTOS GENERALES

1.1 INTRODUCCION

El presente estudio de pre-factibilidad técnico-económico para una Planta de Acido Cítrico a partir del jugo de limón, tiene como fin dar uso al jugo, desechado en las Plantas de Aceites Esenciales de limón ubicadas en Piura y Lambayeque; que utilizan como materia prima básica el limón sutil, conocida botánicamente como CITRUS AURANTIFOLIA, cuyo cultivo ha dado resultados satisfactorio, principalmente en estos Departamentos debido a la calidad de suelo y clima de esas Zonas.

Técnicamente es factible desde que por mucho tiempo las principales empresas productoras de ácido cítrico, utilizaron una tecnología madura y consolidada, y que inclusive con la aparición de una nueva fuente del ácido impuro (el caldo de la fermentación de azúcares), no ha sido modificada en lo sustancial. Se continúa produciendo ácido cítrico a nivel industrial a partir de jugo de limón, para mayor evidencia de lo afirmado.

Es interesante anotar que más del 7% de la producción mundial de ácido cítrico es obtenido a partir del zumo de agrios, siendo los principales centros productores Sicilia, España, California, Hawai, Islas Antillas, Palestina y Méjico. Aproximadamente el 93% de la producción de este ácido orgánico, es por el método de fermentación de las soluciones azucaradas, siendo el productor más grande del mundo Bélgica, luego Estados Unidos, Inglaterra, Alemania, Colombia, Israel y Méjico.

Siendo el objeto de este estudio dar uso a un desperdicio como es el jugo de limón a fin de obtener ácido cítrico, un pro

ducto intermedio que sustituye a otro totalmente importado. Evidentemente esta industria se clasifica en el sector prioritario del plan industrial, que disminuye la dependencia - de la oferta extranjera por su contribución, a un proceso de sustitución a importaciones. Además propicia el desarrollo de los sectores Agrícola e Industrial.

Por lo expuesto, a esta industria integrada, puede dársele - el mérito de una industria básica, por cuanto crea un producto de exportación como el aceite esencial, genera el ácido - cítrico que sustituye un producto de importación y finalmente para su procesamiento utiliza insumos nacionales.

En conclusión, este proyecto iniciaría un avance técnico sobre los productores de materia prima quienes se verán precisados a tecnificar sus sistemas de cultivo y productividad a fin de lograr mayores rendimientos de limón por hectárea.

La absorción de la materia prima regional influirá en la economía de los agricultores dedicados a esta fuente de actividad, quienes tendrán un comprador fijo de sus cosechas y a - un precio estable.

En resumen el desarrollo de esta industria significa para el país el ahorro de la salida de divisas, ocupación de mano de obra, utilización de recursos naturales, descentralización - industrial contribución tributaria y técnica.

Por tales razones, con el fin de asegurar el éxito de esta - industria integrada tan necesaria al desarrollo y la economía del país; se puede recomendar las alternativas siguientes:

- a) Incrementar las áreas de cultivo
- b) Facilitar a esta industria la cantidad de materia prima requerida para cumplir la operación programada.
- c) Una agricultura programada puede facilitar el desarrollo de las industrias derivadas de los frutos naturales y a la vez asegurar la inversión de los agricultores

res, evitando las grandes competencias que originan las bajas desmesurada en el precio de los productos.

C A P I T U L O I I

C A P I T U L O I I

ESTUDIO DE MERCADO

2.1 ASPECTOS GENERALES

2.1.1 DEFINICION DEL PRODUCTO

a. Características Generales

El ácido cítrico (ácido 2 - hidroxí - 1, 2, 3 - propano tricarbóxico, $\text{HOOCCH}_2\text{C}(\text{OH})(\text{COOH})\text{CH}_2\text{COOH}$, tiene dos formas estables de acuerdo con la U.S. Pharmacopeia: El ácido cítrico anhidro $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$, y el ácido cítrico hidratado $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7\text{H}_2\text{O}$, - con 91.42% de ácido cítrico anhidro y 8.58% de agua.

Se presenta en forma de cristales incoloros translúcidos, o polvo granular, blanco inodoro y con un sabor ácido agradable.

b. Principales Usos Finales

Los usos finales del ácido cítrico, según un estudio del Centro de Comercio Internacional UNCTAD - GATT, son como sigue:

Productos alimenticios y bebidas	70%
Productos farmacéuticos	12%
Aplicaciones Industriales	18%

En países en desarrollo casi no se dan las aplicaciones industriales de modo que los dos primeros sectores consumen casi el 100%.

- Productos alimenticios y bebidas.-

La industria de los productos alimenticios y de las bebidas, utilizan grandes cantidades de ácido cítrico como acidulante. Se considera que

el ácido cítrico es el principal acidulante usado en la elaboración de productos alimenticios, debido a que tiene un sabor agrio agradable, es altamente soluble en alcohol y agua y muy poco tóxico. Se usa además para realzar el sabor, como agente de conservación (en bebidas y jarabes), como antioxidante sinergista (en alimentos congelados especialmente) y como regulador del pH (postres de gelatina y jaleas).

El ácido cítrico y sus sales de sodio se utilizan mucho en las bebidas carbonatadas para realzar el sabor y conservarlas. Inactiva además los vestigios de metales que pueden dar lugar a que se empañe el líquido y se deteriore su color y sabor.

El citrato sódico se utiliza en las bebidas no alcohólicas para darles un sabor fresco y conservar su carbonatado. En los vinos el ácido cítrico sirve para impedir que se enturbien, ajustar el pH y evitar la oxidación.

Es también un aditivo importante en los productos lácteos, quesos y helados. En el caso de los quesos y especialmente en los enlatados se emplea como acidulante.

En los Estados Unidos, el ácido cítrico representa alrededor del 50% de todos los acidulantes utilizados en bebidas y productos alimenticios.

Compite con otros compuestos como ácido fosfórico, fumárico, adípico, málico, láctico y tartárico, cada uno de ellos tiene características que las hacen más apropiadas para determinados productos y procedimientos de elaboración.

Todo parece indicar que el ácido cítrico, continuará siendo el acidulante más importante para las

bebidas y productos alimenticios.

El ácido cítrico es un sinergista de los antioxidantes que se usan para retardar la ranciedad de los alimentos que contienen grasas y aceites. Para evitar que el pescado y los camarones en aceite se decoloren se sumergen en una mezcla de ácido cítrico y ascórbico.

El ácido cítrico se emplea como agente inhibidor en la fabricación de grasas animales, olemargarina y manteca de cerdo fundidas.

Otra fuerte demanda del ácido cítrico, es el uso cada vez mayor de alimentos preparados y semipreparados que exigen elaboración y envase de característica estable durante largos períodos.

- Productos Farmacéuticos.-

En los productos farmacéuticos, el ácido cítrico se utiliza principalmente por su efecto efervescente cuando se combina con bicarbonatos.

Se usa también como aromatizante agente inhibidor para estabilizar el ácido ascórbico y disolvente en preparación de farmacéuticos como los espectorantes astringentes, astisépticos y producto contra el sudor.

- Aplicaciones Industriales.-

En la industria el ácido cítrico se utiliza por lo general en forma de ésteres y de sales (citratos).

El citrato de trietilo, el acetil citrato de trietilo de tributilo, se usan como plastificantes y antiespumantes en la fabricación de plásticos.

El citrato de sodio es el más común y se usa industrialmente en el tratamiento de las aguas de

calderas y en los baños metálicos de protección, como preparador de la superficie para la fijación del baño.

Los citratos de sodio entra en la composición de los detergentes para mejorarlos, este uso todavía no está muy extendido pero tal vez se desarrolle y adquiera gran importancia si se sustituyen los fosfatos por los citratos.

El ácido cítrico se usa también en limpieza de metales para decapar y desengrasar.

En la fabricación de agentes decolorantes, en los que se prefiere emplear un ácido poco agresivo.

En fabricación de cosméticos como regulador del ph de las lociones para aclarar el cabello y para fijar el peinado. Encuentra además menor utilización como inhibidor en pozos de petróleo, en curtiembre de cuero y en la preparación de morteros para pisos.

Los fosfatos se consideran como una de las principales causas de la contaminación del agua, debido a su lenta biodegradabilidad y porque son un nutriente para ciertos tipos de algas, mientras que los citratos son completamente biodegradables. El elevado costo de estos últimos y su bajo grado de eficacia por unidad de detergente son en la actualidad los obstáculos que se oponen a su uso. Si el precio del citrato de sodio baja, por ejemplo al aumentar la producción en los países en desarrollo, su uso en los detergentes ofrecerá un futuro muy prometedor.

c. Mercado de Materia Prima

- Producción.-

Como se verá posteriormente en Ingeniería del Proyecto, la materia prima a emplearse será - el jugo de limón proveniente de la planta de aceite esenciales de Chulucanas, que se abastece del limón producido en la zona. De ésto se deduce que para analizar la materia prima disponible en cualquier momento, habrá que restringirse a la producción de aceites esenciales.

Basicamente la disponibilidad de materia prima estará en función de la cantidad de limón que pueda ser procesado industrialmente, dependiendo a su vez de las fluctuaciones del precio en el mercado, lo que dejará un margen de excedentes de producción que podrá ser utilizado industrialmente.

En el Cuadro II-1, se muestra la Producción Nacional y la Producción de los departamentos del Norte.

- Consideraciones sobre el Mercado y Abastecimiento de Materia Prima.-

Habiéndose expuesto ya las razones en las que se basan las fluctuaciones en precio, como en abastecimiento en materia prima, pasaremos ahora a exponer algunos requerimientos que habrán de cumplirse para poder llevar a cabo un adecuado sistema de suministro de materia prima.

El precio del limón varía bastante llegando a su nivel inferior en los meses de Febrero has

Agosto, meses en los que simultáneamente la producción alcanza su nivel más alto, permitiendo operar la Planta de Aceites Esenciales, la que a su vez suministra el jugo de limón, necesario para la planta de Acido Cítrico.

Esto implica que durante ciertos meses del año la planta de aceite va aumentando su capacidad para permitir trabajar todo el excedente de limón, y al mismo tiempo permitirá operar al máximo posible la planta de ácido cítrico.

Estando pues íntimamente ligada la producción de jugo de limón al consumo industrial de limones, será necesario efectuar una proyección de la producción de limones en la zona Norte del país, de la cual se podrá estimar la cantidad producida de jugo.

Proyecciones de la Producción de limón y jugo de limón.-

Para la proyección de la producción de limón se ha considerado la producción nacional desde 1976 a 1983. (Ver Cuadro II-2). Se ha realizado la proyección para 1984 a 1994. (Ver Cuadro II-2). Para el Consumo Industrial se captará el 25% aproximadamente de la Producción Nacional.

Este consumo de limón en la industria se ha repartido entre los meses de Febrero a Agosto, - que son los que puede trabajar la planta de Aceite esenciales en forma económica haciendo la distribución en base a las fluctuaciones de precio en los diferentes meses, lo que hace que en ciertos meses exista mayor cantidad de

CUADRO II - 1**- PRODUCCION NACIONAL
PRODUCCION DEL NORTE DEL LIMON**

A Ñ O	PRODUCCION NACIONAL (T.M.)	PRODUCCION NORTE (T.M.)
1976	65,960	46,815
1977	67,000	52,890
1978	72,700	58,320
1979	78,965	61,669
1980	82,335	67,422
1981	86,807	72,421
1982	91,278	77,420
1983	95,750	82,419

FUENTE : Anuario Estadístico de 1976 - 1983 - OFICINA SECTORIAL de Estadística e Informática del
Ministerio de Agricultura y Alimentación.

CUADRO II - 2**PRODUCCION
PROYECTADA DEL LIMON**

A Ñ O	PRODUCCION NACIONAL (T.M.)	PRODUCCION NORTE (T.M.)
1984	100,221	87,418
1985	104,693	92,418
1986	109,164	97,417
1987	113,636	102,416
1988	118,107	107,415
1989	122,579	112,415
1990	127,050	117,414
1991	131,522	122,413
1992	135,993	127,412
1993	140,465	132,411
1994	144,936	137,410

limón disponible.

2.1.2 AREA GEOGRAFICA DEL ESTUDIO

Para este proyecto, en cuanto a áreas geográficas, se consideran:

- a. Mercado Nacional
- b. Mercado del Grupo Subregional Andino (GRAN)
- c. Mercado Latinoamericano (ALALC)

a. Mercado Nacional

En la actualidad, la demanda nacional es cubierta por las importaciones.

Los mayores consumidores; en su totalidad se encuentran en Lima.

El mercado nacional se halla en proceso de expansión, según se muestra en el CUADRO 11-3 de Índice del Volumen Físico de la Producción Manufacturera del Sector Fabril para la Industria de Productos Alimenticios, Industria de Bebidas, Industria Farmaceuticas, Productos de Tocador y Limpieza.

b. Mercado Subregional Andino (GRAN)

Dentro de la economía a nivel nacional, siempre se ha considerado la expansión del mercado por intermedio de los países del Pacto Andino.

El único productor a nivel del GRAN, es Colombia, con una planta de 5,000 TM, de capacidad de Tecnología de Miles Laboratorios INC de Estados Unidos. En 1979 abasteció el Mercado Nacional el 62% de la demanda de Venezuela y casi totalmente el consumo de Ecuador y Perú. También exportó a Bolivia, Chile, Brasil y República Dominicana.

c. Mercado Latinoamericano (ALALC)

Existen varios países productores de Acido Cítrico dentro de la Asociación Latinoamericana de Libre Comercio, como:

- PFIZER S.A., en Buenos Aires, Argentina, de una capacidad de 750 - a 3400 Tonelada Métrica.
- S/A Industrias Reunidas, empresa subsidiaria de Miles Laboratorios INC, EU - localizada en Sao Paulo.
- Fermenta Productos, empresa subsidiaria de Miles Laboratorios, Inc, EU, en Sao Paulo-Brasil.
- Química Industrial Pernambucana, S.A. Brasil, localizada en Cabo, Pernambuco, Brasil, con una capacidad de 3000 Toneladas Métrica.
- Sintex S.A. - en Viña del Mar Chile, con una capacidad de 1000 Toneladas Métrica.
- Química Mexama, S.A. en Jiutepec, Morelos México, con una capacidad de 13,000 Toneladas Métrica. Esta empresa es subsidiaria de Miles Laboratorios, Inc. EU.

CUADRO II - 3

**INDICE DEL VOLUMEN FISICO DE LA PRODUCCION MANUFACTURERA DEL SECTOR
FABRIL SEGUN GRUPOS Y AGRUPACION INDUSTRIALES (BASE 1973 = 100.00)**

	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83 E - MAR
311 Ind. Productos Alimenticios	106.1	108.0	105.9	105.5	101.2	101.3	101.7	101.1	98.5	76.7
313 Ind. Bebidas	121.3	132.9	147.6	134.9	120.1	131.3	145.2	143.5	147.7	155.5
3521 Farmaceuticos	110.4	126.7	159.7	132.5	132.1	117.2	148.8	159.4	184 *	205.1*
3523 Productos de Tocado y limpieza	101.2	130.4	138.6	130.5	162.5	128.2	143.7	146.2	157.4*	166.3*

FUENTE : MITI (Sección ESTADISTICA)

2.1.3 METODOLOGIA

El uso generalizado de métodos econométricos, nos han permitido analizar el área geográfica antes mencionada.

La serie histórica de importaciones del Ministerio de Comercio, y, los datos de importaciones a nivel del Grupo Regional Andino fueron obtenidos en JUNAC; serán considerados para la proyección de la demanda futura; mediante el método de Regresión Líneal.

El Mercado Nacional y Subregional ha sido estudiado - en forma diferente, por no contar con información completa para el GRAN.

Las variaciones de la demanda vienen marcadas por la situación en que se encuentran las industrias consumidoras (Ind. de Bebidas Gaseosas, Alimenticias, etc). Así observamos en la demanda histórica del año 1979, hubo disminución de importación, debido a la devaluación de nuestra moneda frente a otras monedas más estables, tal como el dólar, originada por la recesión.

Para el análisis de la demanda Nacional, se ha considerado como demanda histórica las importaciones realizadas por empresas consumidoras, porque no existe producción del ácido cítrico en nuestro país. La proyección de la demanda histórica ha sido de 10 años, obteniéndose de esta forma la demanda futura, considerándose como variable el tiempo.

Para analizar el GRAN, se ha contado con la demanda del ácido cítrico en los últimos años, los cuales han sido proyectadas con los métodos de regresión lineal, tomando como variable el tiempo.

La oferta del producto es considerada nula en el área de estudio, analizándose por tanto las características y las condiciones de los actuales proveedores del Pro

ducto.

2.2 ANALISIS DE LA DEMANDA

2.2.1 DEMANDA HISTORICA

a. Mercado Nacional

El consumo de ácido cítrico en el Perú, se viene cubriendo totalmente con importaciones.

Por ello para obtener la demanda histórica, se utilizó los Anuarios de Comercio Exterior, del Ministerio de Comercio.

En la práctica se sugiere determinar la demanda histórica, efectiva de la forma siguiente:

$$D_E = P + I - E + AE$$

D_E = Demanda Histórica

I = Importaciones

E = Exportaciones

AE = Variación de existencia

P = Producción Nacional

Observamos que no existe exportación, ni se viene produciendo en nuestro país, por lo tanto, sólo se considerará la importación.

En el Cuadro II-10, se puede apreciar la demanda del producto desde 1978 a 1983.

Para el año 1978, se tiene una importación de 452,144 Kg., observándose una disminución para el año 1979 de 302,563 Kg., debido a la retracción económica originada por la devaluación de nuestra moneda frente al dólar.

Para los años siguientes se observa un comportamiento lineal, con tendencia ascendente; Ver gráfico II-1.

Las importaciones se vienen realizando de diferentes países, tal como Colombia en un 87.39%, Bélgica 5.5%, EE.UU. 3.4%, Alemania Occidental 3.063%.

CUADRO II - 4**Estadísticas de Importaciones Peruana de
Acido Cítrico de 1978**

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

PAIS DE ORIGEN	CANTIDAD FISICA	KILOS BRUTOS	DOLARES FOB	SOLES CIF
Alemania Occ. RFA	3,623	3,623	10,347	1'840,832
Colombia	248,442	248,442	337,768	60'887,305
El Salvador	360	360	644	117,156
España	27	27	55	10,359
Estados Unidos	54,478	54,478	73,688	11'633,702
Francia	127	127	330	66,265
Italia	21	21	117	23,474
Japón	142	142	473	94,825
México	142,425	142,425	174,108	29'638,003
Países Bajos	154	154	273	49,609
Puerto Rico	1,724	1,724	3,613	566,228
Suiza	621	621	2,181	365,820
TOTAL PARTIDA	452,144	452,144	603,597	105'293,578

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

CUADRO II - 5

Estadística de Importación Peruana
de Acido Cítrico de 1979

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

PAIS DE PROCEDENCIA	CANTIDAD	KILOS BRUTOS	VALOR FOB
Alemania Occidental RFA	3,803	3,803	12,813
Bélgica - Luxemburgo	6,271	6,271	7,208
Colombia	240,947	240,947	327,896
Ecuador	51	51	86
España	36	36	118
Estados Unidos	17,411	17,412	24,444
Francia	266	266	644
Italia	32	32	221
México	32,602	32,602	40,387
Países Bajos	1,036	1,036	1,107
Suiza	107	107	645
TOTAL	302,562	302,563	415,569
Callao	302,441	302,442	415,349
Aeropuerto - LIMA	121	121	220

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

CUADRO 11 - 6**Estadística de Importación Peruana
de Acido Cítrico de 1980**

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

PAIS DE ORIGEN	CANTIDAD	KILOS BRUTOS	VALOR FOB
Alemania Occidental RFA	26,633	26,633	42,614
Argentina	5,050	5,050	8,121
Bélgica - Luxemburgo	24,985	24,985	37,970
Brasil	17	17	4
Colombia	339,328	339,438	546,790
España	32	32	92
Estados Unidos	31,407	31,616	51,429
Francia	441	441	1,152
México	57,228	57,228	90,355
Países Bajos	175	175	726
Puerto Rico	4,001	4,001	12,246
Reino Unido	3,298	3,298	6,350
Suiza	1,401	1,401	4,479
TOTAL	493,998	494,316	802,335

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

CUADRO 11 - 7**Estadística de Importación Peruana
de Acido Cítrico de 1981**

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

PAIS DE ORIGEN	CANTIDAD	KILOS BRUTOS	VALOR FOB
Alemania Occidental RFA	43,784	43,818	64,558
Bélgica - Luxemburgo	41,148	41,148	46,472
Colombia	409,927	419,776	708,708
España	29	29	79
Estados Unidos	14,822	14,825	29,776
Francia	11	11	222
México	6,042	6,042	10,297
Países Bajos	93	93	323
Panamá	1,488	1,488	3,397
Reino Unido	214	214	1,337
Suecia	7	7	17
Uruguay	10,240	10,240	16,004
TOTAL	528,043	538,039	881,945
Tumbes	14,040	14,040	23,296
Callao	504,968	514,964	841,632
Pisco	3,264	3,264	5,601
Iquitos	5,157	5,157	9,345
Aeropuerto - Lima	613	613	2,068

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

CUADRO 11 - 8**Estadísticas de Importaciones Peruanas
de Acido Cítrico de 1982**

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

PAIS DE ORIGEN	CANTIDAD	KILOS BRUTOS	VALOR FOB
Alemania Occidental RFA	15,914	15,914	28,215
Bélgica - Luxemburgo	28,504	28,504	42,379
Colombia	309,145	453,754	513,735
España	41	41	129
Estados Unidos	17,742	17,742	29,702
Francia	66	66	131
México	1	1	10
Países Bajos	7	7	34
Polonia	128	128	350
Reino Unido	53	53	43
Suiza	1,144	1,144	2,218
Uruguay	2,036	2,036	3,266
TOTAL	374,783	519,392	620,217
CALLAO	374,666	519,230	619,985
Aeropuerto - Lima	116	161	231

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

CUADRO 11 - 9**Estadísticas de Importaciones Peruanas de
Acido Cítrico de 1983 (ENERO-JUNIO)**

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

M E S E S	VALOR FOB	VALOR CIF	KILOS BRUTO
Enero	26,259	29,217	17,065
Febrero	36,796	40,225	21,880
Marzo	168,193	185,156	107,752
Abril	101,090	113,313	60,983
Mayo	61,340	70,534	43,527
Junio	92,317	101,543	57,735
TOTAL	485,998	539,988	308,944

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

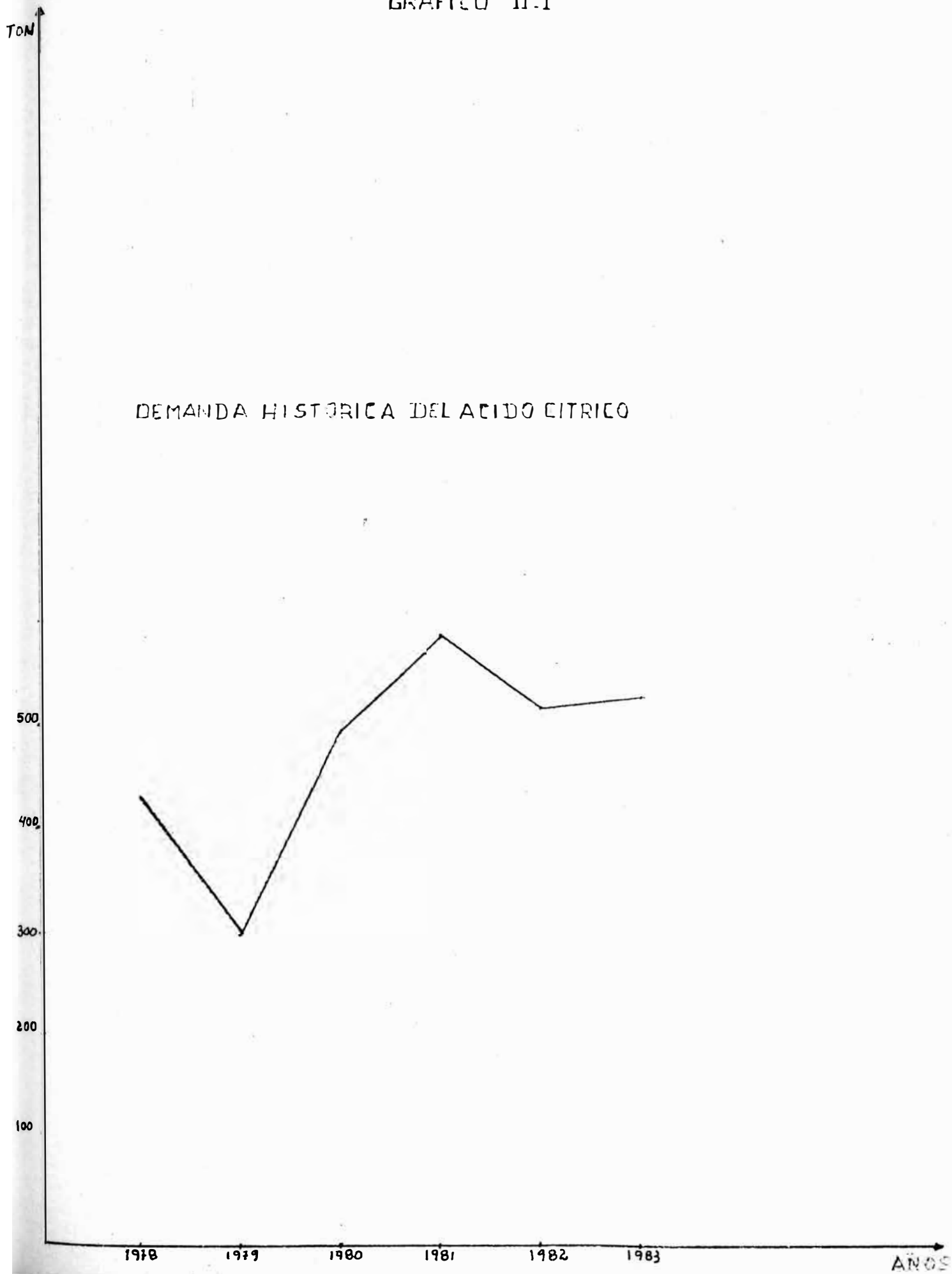
CUADRO 11 - 10Estadística de Importaciones Peruanas
de Acido Cítrico de 1978 a 1983

Nomenclatura de Arancel : 29.16.04.01.00

AÑO	CANTIDAD (en kgs. brutos)	PRECIO FOB (en dólares USA)	PRECIO CIF CALLAO (en soles)
1978	452,144	603,597	105'293,578
1979	302,563	415,569	105'605,167
1980	494,316	802,335	—
1981	538,039	881,945	—
1982	519,392	620,217	—
1983	528,944	883,080	—

FUENTE : Anuario Estadístico de Comercio Exterior
MICTI - LIMA - PERU

GRAFICO II-1



Empresas Consumidoras.-

Como se verá a continuación, los principales consumidores de ácido son las firmas dedicadas a la fabricación de bebidas gaseosas, seguidos por los fabricantes de confiterías.

Los principales usuarios, son las firmas:

José R. Lindley e Hijos

Frutos del País S.A.

Embotelladora Indoquina

Bebidas La Concordia S.A.

La variación del Consumo aparente a través del tiempo, tiene tendencia ascendente, habiéndose observado un ritmo parejo de crecimiento en estos últimos años.

Este incremento es el principal causante del aumento en la demanda de ácido cítrico en los últimos años, que ha sobrepasado actualmente las --- 530,000 Kgs. de consumo del año.

Las Empresas Importadoras del Acido Citrico, (Ver Cuadro II-12), son sesenta y cuatro en la actualidad.

El consumo de Acido Cítrico en la industria por actividades (Ver Cuadro II-11), tiene mayor incidencia en la Fabricación de bebidas gaseosas con un 63.12%.

CUADRO 11-11**CONSUMO DE ACIDO CITRICO EN LA INDUSTRIA POR
ACTIVIDADES**

No.	NOMBRE	%
202	PRODUCTOS LACTEOS	1.0880
203	ENVASE Y CONSERVACION DE FRU TAS Y LEGUMBRES	1.54
206	MANUFACTURA DE PRODUCTOS DE PANADERIA	0.06
208	FABRICA DE CACAO CHOCOLATE Y CONFITERIA	13.20
209	INDUSTRIAS DIVERSAS	14.10
211	DESTILACION RECTIF DE BEBIDAS ESPIR	0.40
212	INDUSTRIA VINICOLAS	1.85
214	FABRICACION DE BEBIDAS NO AL- COHOLICAS (AGUA GASEOSA)	63.12
311	PRODUCTOS QUIMICOS ESENCIALES INCLUYENDO ABONOS	1.47
312	ACEITES Y GRASAS VEGETALES Y ANIMALES	0.01
319	FABRICA DE PRODUCTOS QUIMICOS DIVERSOS	4.00

FUENTE : MITI

CUADRO 11-12

EMPRESAS IMPORTADORAS DEL ACIDO CITRICO EN
EL PERU

FRUTOS DEL PAIS S.A.	Cajamarquilla No. 1221
LABORATORIOS BERCOS S.A.	Tiravante No. 234
MONTANA S.A.	Av. Venezuela No. 1842
FARMACEUTICA DEL PACIFICO S.A.	Av. República de Panamá 4825
QUIMICA SUIZA S.A.	Av. Argentina
LABORATORIOS PROSALUD S.A.	Av. República de Panamá 3853
LABORATORIOS LARPE S.A.	Av. Bolivar No. 795
MANUFACTURA QUIMICA FARMACEUTICA	Av. República de Panamá 4575
LABORATORIOS EFESA	Av. Argentina No. 1082
BAYER QUIMICAS UNIDAS S.A.	Av. Bolivar No. 165
RICHARD CUSTER S.A.	Av. Bolivar No. 2100
BCF IMPORTADORES S.A.	Av. Paseo de la República 973
EMBOTELLADORA INDOQUINA S.A.	Jorge Paredes No. 275
SABORES GLOBE DEL PERU S.A.	Av. Colonial No. 1922
PRODAL S.A.	Av. Nicolás de Pierola 742-601
PAPELES SENSIBILIZADOS SOC.	Av. Emancipación 266-200
FARMIQUIMICA ANDINA S.A.	Av. Colonial No. 1560
INDALSA INDUSTRIALIZACION DE ALIMENTOS	P.P. del Carmen S/N
MOTTA PERU S.A.	Av. Venezuela No. 2540
FAB.ENV. DE PRODUCTOS ALIMENTICIOS ...	A. Durand No. 2519
HOECHST PERUANA S.A.	Carretera Central Km. 4
FIRPECO S.A.	
LABORATORIOS ATRAL DEL PERU S.A.	Av. Costanera No. 1690
PRODUCTOS ROCHE Q.F. S.A.	Prolongación Javier Prado 2121
JOEL VALENTINO SANCHEZ EIRL	Jr. Unanue No. 110
ROSA ADELA LOO LOCK EIRL	Alameda de la Molina Mz.C-001
GOLOSINAS PERUANAS S.A.	Av. Bolivar 550
PAPEL HELIOGRAFICO PERUANO S.A.....	Av. Javier Prado Oeste 1245

LABORATORIOS ANAKOL S.A.Montevideo No. 900
 SANDOZ PERU S.A.Carretera Central Km. 4.5
 LABORATORIOS INDOFARMA SA.....Av. Nicolás de Ayllón No.1779
 MISTI S.A.....Av. Natalio Sánchez No.220
 FABRICAS DE ACEITE "SAN JACINTO LTD.....Jr. Mendoza No. 650
 CIA.IMP. DE MAT. Y APARAT. TEC. S.A....Jr. Chota No. 1044
 PRODUCTOS FAVEL S.A.....Don Bosco No. 429
 FARMQUIMICA ANDINA S.A.Av. Colonial No. 1560
 DISTRIBUIDORA ALBES S.A.Los Negocios No. 185
 FOPPIANO Y CARBAJAL S.A.Av. República de Panamá 3461
 MERCK PERUANA S.A.Canaval Moreyra No. 590
 INTERPHARMA S.A.Bartolomé Boggio No. 0154
 SOC. ANONIMA FAUSTO PIAGGIOAv. Tacna No. 445
 LABORATORIOS ALFA S.A.Av. Mariategui No. 1237
 COMERCIAL LIDER S.R.L.....Toribio Pacheco No. 550
 LUGON HNOS. S.A.Junín No. 1520
 QUIMICOS RAERJA S.C.R.L.....Arnaldo Marquez No.1359-203
 FARMAC S.A.....Carretera Central Km. 5.8
 VICTOR A. RIVERA S.A.....Moore S/N
 BEBIDAS LA CONCORDIA S.A.....NV. Roosevelt No. 150
 LABORATORIOS FARMAQUIMICA S.A.R. Rey B No. 385
 CANS. FARM. NAC.....San José No. 150
 CORPORACION FARMACEUTICA S.A.....Av. Venezuela S/N
 CIA. PERUANA DE COSMETICOS S.A.....Av. R.Panamá No. 2461
 JOHNSON Y JOHNSON DEL PERU S.A.....Carretera Central No.4700
 INST. FARM. PERUANO S.A.....Carretera Central Km. 7.3
 FABRICA DE CALZADO DUREX S.A.....Ancash No. 1315
 SCHERING FARMACEUTICA PERUANAN S.A.....Av. Bolívar No. 1848
 GLOHUJARO S.A.Luis Castro Ronceros 745
 LABORATORIOS MERCURIA S.A.....Paseo Colón No. 274
 LIMA TECNO CIENTIFICA S.A.....Jr. Villavicencio No.1151
 COMERCIAL LIDER S.R.L.....Toribio Pacheco No. 550
 P.Y.A. DONOFRIO S.A.Av. Taurina S/N
 CIA. OLEGINOSA D. PERU S.A.....Argentina No. 5027
 CONSERVERA AMAZONICA S.A.....Av. La Marina

b. Mercado Subregional Andino

Los países del Grupo Andino presentan economías bastante similares con una industria manufacturera en proceso de consolidación; de todos ellos - Colombia es el único productor de Acido Cítrico con una capacidad de 5,000 TON. anuales.

La demanda histórica se consiguió en base a los Anuarios de Comercio Exterior de cada país en la JUNAC, Acuerdo de Cartagena.

Analizando el Cuadro 11-13. Serie Histórica de Importación del ácido cítrico del GRAN, desde el año 1978 hasta el 1983; observamos que la demanda tiene tendencia ascendente.

Venezuela, debido al aumento de las inversiones en el Sector Industrial, que ha originado un crecimiento industrial, tiene en la actualidad - una gran demanda; 2432 T.M. para el año 1983. Bolivia tiene una demanda lineal, con ligera ascendencia 215 T.M. para el año 1983.

Ecuador, para los años 1979, 1980, refleja un descenso en las importaciones, pero empieza a incrementarse en un 30% para los próximos años. Observamos que en el año 1983, se importaron 3953 Tonelada métrica a nivel del Grupo Regional Andino.

La tasa de crecimiento promedio Anual del GRAN, es 22.3 para 1983 de importaciones. (Ver Cuadro 11-14)

c. Mercado Latinoamericano

La demanda del mercado Latinoamericano está cubierta, porque los países que lo conforman en su mayoría, producen ácido cítrico, tal es el caso de Argentina, Brasil, Chile y México

SERIE HISTORICA DE IMPORTACION DEL ACIDO CITRICO EN LOS PAISES
DEL GRUPO REGIONAL ANDINO (GRAN)

	BOLIVIA T.M.	ECUADOR T.M.	COLOMBIA T.M.	VENEZUELA T.M.	PERU. T.M.	TOTAL T.M.
1978	121	625.63	3.427	1568.57	452.14	2770.78
1979	300	459.80	1.312	1414.42	302.56	2507.10
1980	467	488.43	No importó	1773.61	494.31	3223.36
1981	237	629.14	No importó	1993.06	538.03	3397.24
1982	217	762.82	No importó	2212.51	519.32	3711.65
1983	215	776.50	No importó	2431.96	528.94	3952.40

FUENTE : Anuario de Comercio Exterior
JUNAC

CUADRO 11 - 14

GRUPO ANDINO : TASA DE CRECIMIENTO PROMEDIO ANUAL DE
IMPORTACIONES POR PAISES (% SOBRE VALORES CORRIENTES)

IMPORTACIONES	1969/73	1969/80	1979/73	1970/80	1973/80
BOLIVIA	8.7	15.9	13.1	18	20.2
COLOMBIA	11.6	19.0	8.0	18.7	23.5
ECUADOR	13.2	22.5	13.2	23.4	28.1
PERU	14.3	14.2	18.1	15.3	14.1
VENEZUELA	8.7	17.8	8.5	18.7	23.4
GRUPO ANDINO	10.5	17.8	10.5	18.6	22.3

FUENTE : Elaborado por la Unidad Estadística del JUNAC

2.2.2 DEMANDA PROYECTADA

Con las series históricas de la demanda del producto se ha buscado la ecuación que más se aproxime y explique el comportamiento de las variables.

Para proyectar la serie histórica, se ha utilizado - el Método de Regresión Lineal, teniendo como variable x el tiempo, y variable y las cantidades en Kg.

Los resultados están mostrados en el Cuadro 11-15 y-- el GRAFICO 11-2, para 1984 hasta el año 1994. (Demanda Nacional Ver Cuadro 11-16. Demanda Proyectada del Grupo Regional Andino 1984 - 1994).

La demanda proyectada para el Mercado Nacional es de 888.445 TON. para el año 1994.

Observándose un incremento de 30 TON/AÑO.

La demanda proyectada para el Grupo Regional Andino es de 7084 TON - 1994, con un incremento de 300 TON/AÑO, aproximadamente.

CUADRO 11-15

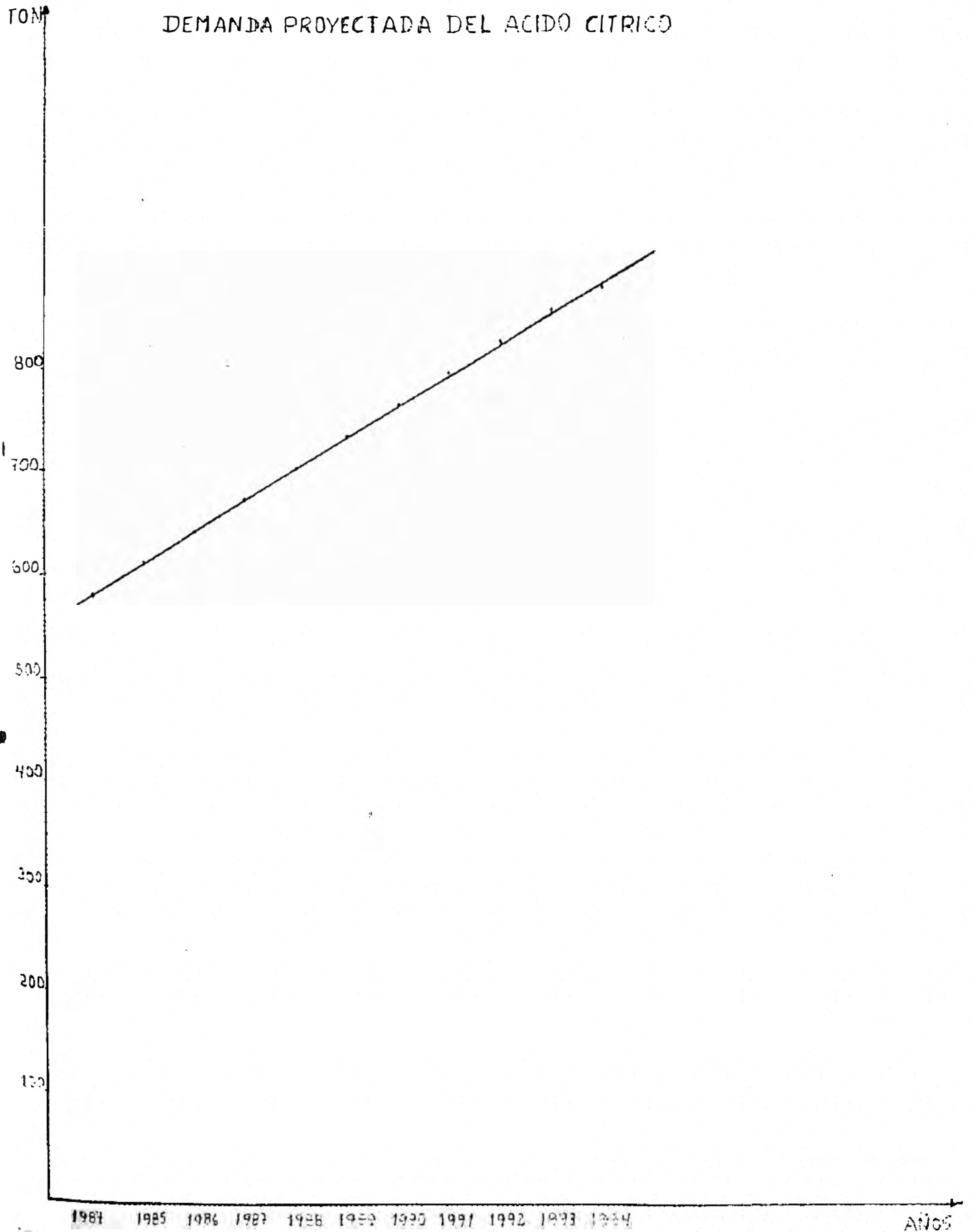
DEMANDA PROYECTADA

(1984 - 1994)

AÑO	CANTIDAD (En Kilogramos Bruto)
1984	580,387
1985	611,193
1986	641,999
1987	672,805
1988	703,611
1989	734,417
1990	765,223
1991	796,029
1992	826,835
1993	857,641
1994	888,447

GRAFICO II.2

DEMANDA PROYECTADA DEL ACIDO CITRICO



CUADRO 11 - 16

DEMANDA PROYECTADA DEL ACIDO CITRICO EN EL GRUPO
REGIONAL ANDINO GRAN (TON)

AÑO	BOLIVIA	ECUADOR	COLOMBIA	VENEZUELA	PERU	TOTAL
1984	249.02	804.13	No importará	2588.23	580.38	4221.77
1985	257.48	855.68	No importará	2783.76	611.19	4508.11
1986	265.84	907.22	No importará	2979.30	641.99	4794.26
1987	274.19	958.77	No importará	3174.84	672.80	5080.60
1988	282.55	1010.31	No importará	3370.37	703.61	5366.84
1989	290.90	1061.85	No importará	3565.91	734.41	5653.07
1990	299.26	1131.40	No importará	3761.44	765.26	5957.32
1991	307.61	1164.95	No importará	3956.98	796.02	6225.57
1992	315.97	1216.49	No importará	4152.50	826.83	6511.80
1993	324.32	1268.03	No importará	4348.04	857.64	6798.03
1994	332.68	1319.58	No importará	4543.57	888.44	7084.28

2.3 ANALISIS DE LA OFERTA

ANALISIS DE LA COMPETENCIA

Para efectuar el análisis de la competencia, debemos considerar el Mercado Mundial, según esto observar los principales productores de Acido Cítrico; posteriormente los productores a nivel regional. No se hará análisis de la competencia a nivel nacional, porque no existe empresa productora de ácido cítrico en el Perú.

El ácido cítrico es un compuesto orgánico cuya producción industrial es mantenida en los mayores niveles de secreto industrial por un reducido número de empresas que han desarrollado las tecnologías y patentado los procesos. A fin de mantener estos cerrados niveles, la mayoría de las empresas, especialmente la de Estados Unidos no venden sus tecnologías, sino que explotan el mercado de otros países mediante las conocidas "joint Venture". Esto fué comprobado cuando para la elaboración de este estudio, se hizo contacto con una de esas empresas norteamericanas, que retienen aproximadamente - el 35% de la capacidad de producción mundial; y, se obtuvo - como respuesta que tienen en el Perú una empresa subsidiaria y que hasta la fecha no han hallado la factibilidad económica para instalar una planta que opere con la tecnología de fermentación sumergida (especialmente azúcar impura en forma de melazas). Esta misma fuente hizo saber además que no es política de su empresa alquilar o vender su tecnología.

La firma transnacional de origen norteamericana PFIZER INC. - (Chemical División), tenía en 1978 una capacidad de producción de 97,500 toneladas por año en sus tres plantas ubicadas en Brooklyn, Nueva York, Graton, Connecticut y Southport, Carolina del Norte. Con plantas subsidiaria en Argentina, Canadá, Formosa, República de Irlanda, Reino Unido y Nigeria, obtenía 80,000 toneladas por año, y producía entonces la tercera parte de la producción mundial.

C U A D R O II 17

Estimación de la capacidad mundial de producción de ácido cítrico por empresas (junio de 1978)

<i>Empresa matriz y país de origen</i>	<i>Empresas subsidiarias o asociadas</i>	<i>Localización de la planta</i>	<i>Capacidad de la planta (ton métricas)</i>	<i>Materia prima utilizada</i>	
<i>Total mundial</i>			509 110-548 560		
<i>Pfizer Inc., N. Y., EU</i>		Brooklyn, Groton y Southport, EU	174 250-178 900 97 500	Melazas de remolacha y parafinas Carbohidratos Melazas	
	Pfizer, Ltd. Pfizer, Ltd.	Ringaskiddy, Irlanda Bromley y Milwall, Reino Unido	40 000 20 000*		
	Chas. Pfizer Kimball, Bishop & Co.	Aba e Ikeja, Nigeria Ontario, Canadá	4 500 8 000- 10 000	n.d. Citrato de calcio	
	Pfizer, S.A. Pfizer, Taiwán	Buenos Aires, Argentina Tamsui, Taiwán	750- 3 400 3 500	n.d. n.d.	
	<i>Miles Laboratories, Inc., EU</i>		Daytón, Elkhert, EU	123 900-129 900 45 400	Solución de dextrosa Parafina Varios carbohidratos, principalmente desperdicios de azúcar de caña
		Liquigas Spa. S/A Industrias Reunidas Francisco Matarazzo	Salini di Montebello, Italia Sao Paulo, Brasil	53 000 6 000	
Química Mexama, S.A. Miles Chemicals Israel, Ltd.		Jiutepec, Morelos, México Haifa, Israel	13 000 4 500- 7 500	Azúcar de caña Trigo	
Sucro-Miles, S.A. Fermenta Productos Químicos Amalia, S.A.		Cali, Colombia Sao Paulo, Brasil	2 000- 5 000 n.d.	Azúcar de caña n.d.	
n.d.		Tienen, Bélgica	42 000- 50 000	Melazas de remolacha	
<i>S.A. Citrique Belge N.V. Bélgica</i> <i>John & E. Sturge Ltd. (G.B.)</i>			32 000 18 000 14 000	Melazas de remolacha Melazas	
<i>John A. Benckiser GmbH, RFA</i>		Casei Gerole, Italia Salby y Yorkshire, Reino Unido	29 500- 37 500		
	Louderberg/Neckar Akzo Chemis & Benckiser Hoescht	RFA Deventer, Holanda Puerto Rico	20 000- 28 000 9 500 10 000	Melazas Citrato de calcio Melazas	
<i>Hoechst AG., RFA</i> <i>Noury & Van Der Lande N.V., Italia</i>		Noury-Rumianca SpA Avenza, Italia	10 000	n.d.	
<i>A.G. Jungbunzlauer Spiritus und Chemisque Fabric, Austria</i>	n.d.	Pernhofen, Austria	8 000		

C U A D R O 1118

Principales países importadores de ácido cítrico

Países	1971		1972		1973		1974		1975		1976	
	Tonela- das	Miles de dólares	Tonela- das	Miles de dólares	Tonela- das	Miles de dólares	Tonela- das	Miles de dólares	Tonela- das	Miles de dólares	Tonela- das	Miles de dólares
Total	27 099	17 566	29 683	20 546	38 457	28 791	45 235	45 062	34 479	44 947	46 058	46 762
<i>Comunidad Económica Europea</i>												
Bélgica-Luxemburgo	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	481	395	978	1 148	791	1 105	820	933
Dinamarca	1 997	1 320	1 195	844	1 672	1 355	1 521	1 525	1 637	2 197	1 739	1 869
Francia	8 653	5 554	7 557	5 432	8 977	6 965	10 466	11 217	7 738	11 319	9 901	10 833
Italia	591	403	1 782	1 162	2 954	2 026	2 391	2 216	1 913	2 364	3 533	3 521
Países Bajos	785	544	1 354	835	2 456	1 785	3 323	3 149	2 252	2 844	5 050	4 490
República Federal de Ale- mania	5 416	3 384	4 548	3 030	6 079	4 485	8 492	7 888	6 454	7 764	8 870	9 011
<i>Asociación Europea de Libre Comercio</i>												
Austria	1 373	850	1 680	1 231	1 433	1 190	1 303	1 363	1 180	1 547	1 369	1 531
Finlandia	509	360	574	400	641	512	649	723	653	958	563	664
Noruega	429	298	400	317	490	428	660	695	423	596	621	759
Suecia	2 211	1 454	2 433	1 824	2 384	1 914	2 521	2 527	2 286	3 229	2 336	2 683
Suiza	1 904	1 299	1 678	1 227	1 623	1 359	1 955	2 305	1 071	1 519	1 855	1 068
<i>Asociación Latinoamericana de Libre Comercio</i>												
Argentina	2	2	6	7	2	2	16	26	78	120	n.d.	n.d.
Brasil	1 068	747	1 049	805	1 113	896	909	977	977	1 351	n.d.	n.d.
Colombia	959	616	695	448	1 239	859	1 273	963	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Chile	11	10	71	64	83	74	200	190	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Ecuador	182	133	133	100	169	138	61	51	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Venezuela	894	520	769	442	364	230	n.d.	n.d.	1 752	2 171	n.d.	n.d.
Estados Unidos	25	12	146	74	692	374	529	575	338	429	4 238	4 036
Japón ^a	(200)	(234)	634	431	2 285	1 718	3 869	3 569	1 319	1 571	1 965	2 290
España	n.d.	n.d.	2 585	1 540	2 973	1 786	2 365	2 510	1 747 ^a	1 848 ^a	2 445 ^b	2 340 ^b
Australia	90	68	7	12	347	300	921	407	1 198	1 094	750 ^b	734 ^b
India	n.d.	n.d.	387	321	n.d.	n.d.	833	1 038	672	921	n.d.	n.d.

n.d. No disponible.

a. La mayor proporción de sus importaciones corresponde a citrato de calcio.

b. Cifras correspondientes al período enero-junio.

Fuentes: Anuarios de comercio exterior de los países consignados y *Chemical Economic Handbook*, Menlo Park, California, agosto de 1977

Estimación de la capacidad mundial de producción de ácido cítrico por empresas (junio de 1978) Continuación ...

Empresa matriz y país de origen	Empresas subsidiarias o asociadas	Localización de la planta	Capacidad de la planta (ton métricas)	Materia prima utilizada
Showa Chemical Co. Ltd., Japón			7 400	
	n.d.	Kagoshima, Japón	4 400	Desperdicios de papa
	P.T. Semarang Diamond Chemicals	Semarang, Java, Indonesia	3 000	Tapioca
Chimica Arenella	n.d.	Palermo, Italia	5 400	n.d.
Chropia, S.A.	n.d.	Austria	5 000	n.d.
Boehringer Ingelheim	n.d.	Ingelheim, RFA	5 000- 7 000	n.d.
Química Industrial Pernambuco, S.A., Brasil	n.d.	Cabo, Pernambuco, Brasil	3 000	n.d.
Julius Fucika Works	n.d.	Kaznejev, Checoslovaquia	3 000- 10 000	Melazas
Citurgia Chemicals Ltd., India	n.d.	Guajarate, India	3 000	Melaza de caña
Iwata Kagaku K.K., Japón	n.d.	Shizuota, Japón	3 000	Citrato de calcio
Chropi Chromat Pereos, S.A.	n.d.	Grecia	2 500	n.d.
Fursan	n.d.	Estambul, Turquía	2 500- 3 500	Melazas de remolacha
Citric Acid Manufacturing Co. of South Africa	n.d.	Durban, Sudafrica	2 400- 3 400	n.d.
San-Ei Chemical Industry Co Ltd., Japón	n.d.	Osaka, Japón	2 400	Citrato de calcio
Ebro, Cia. de Azúcares y Alcoholes, España	n.d.	Cortes, España	1 500	n.d.
Citric India Ltd. ^a	n.d.	Nasik, Bombay, India	1 500	Citrato de calcio
Rumania	n.d.	Giurgiu, Rumania	1 500	Melazas
Polonia	n.d.	Raciborz, Polonia	1 000	n.d.
	n.d.	Zgierz, Polonia	120	Melazas
Sintex, S.A.	n.d.	Viña del Mar, Chile	1 000	Azúcares de remolacha
Tou Kagaku	n.d.	Gobo, Japón	600	Citrato de calcio
Les Affre, Francia	n.d.	Lille, Francia	500- 1 500	
URSS			18 300- 19 100	n.d.
		Bulgaria	300- 1 100	n.d.
		Alena Alta, Kosakh, URSS	18 000	n.d.
Tamai Kagaku Co.	n.d.	Wakayama, Japón	240	Citrato de calcio
Otras	n.d.	España, Checoslovaquia, Paquistán, etc.	10 600	n.d.

a. Existen informaciones no confirmadas de que esta planta dejaría de producir una vez que entrara en operación la planta de Pfizer instalada en Irlanda

b. Se estimó que dejaría de operar cuando entrara en funcionamiento la empresa Citurgia Chemicals Ltd.

n.d. No disponible.

Fuente. Elaborado con datos parciales de distintas fuentes internacionales.

Otra firma Miles Laboratorios Inc. de la misma forma, es decir con plantas en EE.UU. y otros países del mundo producía otro 15% de la producción mundial.

A fin de dejar una idea cabal acerca de la producción mundial del ácido cítrico se presentará en el Cuadro 11-17, una estimación hecha en 1978 por una revista Mexicana de Comercio Exterior.

En el Cuadro 11-19, se reproducen los precios del ácido cítrico para el período 1972 - 1977, en seis de los mercados más importantes. En Bélgica, Estados Unidos, Francia, Italia y el Reino Unido, se registraron fuertes incrementos durante - 1974 - 1975, originados principalmente por la vertiginosa subida de las cotizaciones de la materia prima más importante (el azúcar proveniente de las melazas de caña o de la remolacha) y del petróleo como fuente de energía. Posteriormente aunque declinaron los precios internacionales del azúcar, los del ácido cítrico se mantuvieron e incluso crecieron en algunos de esos mercados (Estados Unidos, Italia y el Reino Unido), como consecuencia de alzas de salarios y de los transportes.

Como reflejo de las presiones inflacionarias, también aumentaron los precios de la maquinaria e insumos que requirió el establecimiento de nuevas plantas productoras de ácido cítrico. En contraste en los países bajos destaca una notable estabilidad de precios.

En el Cuadro 11-18, se muestra los principales países importadores de ácido cítrico.

CUADRO 11 - 19

PRECIOS PROMEDIOS DEL ACIDO-CITRICO EN PAISES SELECCIONADOS

P A I S E S	1972	1973	1974	1975	1976	1977
BELGICA (Francos por kg.)	31.50	31.50	37.33	45.50	45.50	45.50
ESTADOS UNIDOS (Centavos de dólar por libra)	34.50	35.75	44.08	49.50	49.50	67.42
FRANCIA (Francos por kg)	3.95	3.95	4.54	5.60	5.60	5.60
PAISES BAJOS (Florines por kg)	2.15	2.15	2.15	n.d	3.20	3.20
REINO UNIDO (Libras Esterlina por 100 kg)	31.00	31.00	45.23	60.38	60.47	70.51
ITALIA (Libras por kg)	478	482	762	1042	833	1030

NOTA : Los precios corresponden a operaciones de 10TON, como mínimo en una entrega. No incluye los Impuestos Locales

n.d No disponible

FUENTE : I.P.C. Business Press Ltd., European Chemical News, publicación semanal, Londres, varios números.

CUADRO 11 - 20

**VARIACION DEL PRECIO FOB DE IMPORTACION DE UN
KILOGRAMO BRUTO DE ACIDO CITRICO DE 1975-1983
(En dólares USA)**

AÑO	US\$/K.B
1975	1.35
1976	1.35
1977	1.35
1978	1.34
1979	1.37
1980	1.62
1981	1.64
1982	1.65 *
1983	1.66 *

FUENTE : Anuario Estadístico
Ministerio de Comercio

* Para el año 1982, cálculo basado en cantidades.

* Para el año 1983, cálculo estimado en base a Precio de Enero a Junio.

CUADRO 11 - 21

**VARIACION DEL PRECIO CIF DE IMPORTACION DE UN
KILOGRAMO BRUTO DE ACIDO CITRICO DE 1970-1979
(En soles Peruanos)**

ARO	\$/K.B
1970	24.84
1971	28.17
1972	29.03
1973	32.47
1974	40.17
1975	64.17
1976	91.01
1977	129.24
1978	232.88
1979	364.10

CUADRO 11 - 22

**PROYECCION DEL PRECIO FOB DE IMPORTACION
KILOGRAMO BRUTO DE ACIDO CITRICO DE
1984-1994**

AÑO	US\$/K.B
1984	1.73
1985	1.78
1986	1.83
1987	1.88
1988	1.93
1989	1.98
1990	2.03
1991	2.08
1992	2.13
1993	2.18
1994	2.23

2.4 DEMANDA DEL PROYECTO

2.4.1 DEMANDA INSATISFECHA

Se denomina así, aquella demanda que no ha sido cubierta o satisfecha por la oferta existente. Pero a nivel país y a nivel subregional, no hay oferta existente.

2.4.2 DEMANDA DEL PROYECTO

Se considera como demanda del Proyecto un 16% de la demanda proyectada a nivel regional Andino, sin considerar a Perú y un 46% de la demanda del Mercado Nacional. Esto da como resultado 1400 toneladas al año.

2.5 ANALISIS DE PRECIOS

El precio de mercado para el ácido cítrico en el Perú esta dado unicamente por el precio del producto importado, el que no ha variado mayormente en los últimos años. Ver cuadro 11-20.

En el país, en la subregión y a nivel mundial la variación de precios es causada principalmente por la política monetaria de cada país, y adicionalmente por el aumento progresivo de los fletes.

El ácido cítrico importado en el Perú es procedente de Colombia, Bélgica, Alemania y Estados Unidos.

El precio del ácido cítrico importado se descompone en Precio CIF (CALLAO), gastos de aduana y gasto de transporte.

La proyección de precios FOB de importación de un kilogramo Bruto de Acido Cítrico, están mostrados en el Cuadro 11-22. Observamos que tiene un incremento de 0.05 dólar por año.

2.6 COMERCIALIZACION

2.6.1 CANALES DE DISTRIBUCION

Cuando se analizó la demanda se puede observar que las grandes empresas consumidoras se abastecían del producto por importación directa, mientras que las pequeñas lo hacían por intermedio de un distribuidor de produc-

tos químicos. De igual forma ocurre en el Grupo Andino. La introducción de nuestra oferta no tiene porque variar la estructura de Comercialización, en ese caso las ventas a las grandes empresas se haran por canales directos; mientras que para los pequeños, serán abastecidos a través de un intermediario minorista, es decir el canal sería productos-minorista consumidor.

C A P I T U L O I I I

C A P I T U L O I I I

LOCALIZACION Y TAMAÑO DE PLANTA

3.1 LOCALIZACION DE PLANTA

La localización de una planta es la ubicación de una unidad productiva en un lugar determinado, con el objetivo de que se maximice la rentabilidad o se minimice el costo unitario del bien a ofrecerse al mercado.

Se ha considerado que la planta se situe en Piura, específicamente Chulucanas anexa a la planta de aceite esencial de limón ya que el jugo de limón que es la materia prima principal se descompone después de 24 horas de haber sido obtenido, y el rendimiento de ácido cítrico es muy reducido (5.2%) en comparación con el jugo de limón, por lo tanto la localización de esta unidad productora se orientará hacia el suministro de la materia prima principal.

3.1.1 DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

El proceso de fabricación requiere de jugo de limón como materia prima que se obtiene del limón, procedente de la Planta de Aceite esencial de limón.

a.- LIMON

El cultivo del limón constituye una de las explotaciones más difundidas en la Zona Norte del país.

Aquí se encuentra aproximadamente el 80% del Area Nacional cultivada de este producto.

Dentro de dicha zona el departamento de Piura es particularmente el mayor productor. El desarrollo del limón de esta región es motivada por las condiciones de clima y suelo que le son propicias.

La importancia creciente del limón a nivel mundial se debe a las ventajas funcionales que le confieren sus distintas aplicaciones.

El fruto que en realidad no es un limón sino una lima ácida se conoce técnicamente como citrus Aurantifolia.

Dentro del género citrus las especies reconocidas como auténticas son las siguientes:

- Citrus Médica
- Citrus Aurantifolia
- Citrus Relicola
- Citrus Aurantium
- Citrus Sinonsis

El cuadro taxonómico de la clasificación botánica del Citrus Aurantifolia, es el siguiente:

Orden natural	Geraniales
Sub-orden	Geranineal
Familia	Rutaceal
Sub-familia	Aurantioideal
Tribu	Citreal
Sub-tribu	Citrinal
Género	Citrus
Especie	: Aurantifolia

b.- EMPRESAS ELABORADORAS DE ACEITE ESENCIAL DE LIMON

En la Zona Norte, el consumo Industrial captó el 20.87% de la producción de limón, para la elaboración de aceite esencial.

Actualmente existen en el Perú, seis empresas instaladas de aceite esencial de limón, cuatro localizadas en el departamento de Piura y dos en el departamento de Lambayeque.

EMPRESAS LOCALIZADAS EN PIURA

- 1- COO CHUL (Cooperativa de Servicios Múltiples - Chulucanas) fundada en 1968. Se encuentra ubicada en el perímetro urbano de la ciudad de Chulucanas a 61 km. de Piura, su capacidad instalada es de 64 T.M. de fruta /24 horas.

- 2- ACESAL.- (Aceite esencial San Lorenzo)
Ubicada a la altura del km. 20 de la carretera - Sullana - Tambo grande.
Capacidad instalada 32 TM/24 horas.
- 3- PLANTA CURUMUY.- Ubicada en el km. 24 de la carretera Sullana - Tambo grande.
Capacidad instalada 18 TM/24 horas.
- 4- PROCESADORA DEL NORTE.- Ubicada en el km. 4 de la carretera Sullana - Tambo grande.
Capacidad instalada 40 TM/24 horas.

EMPRESAS LOCALIZADAS EN LAMBAYEQUE

- 1- CIOLMOSA.- (Complejo Industrial OLMOS)
Ubicada en el km. 876 de la Panamericana Norte.
Capacidad instalada 38 TM/24 horas.
- 2- PROFUSA.- (Provedora Frutícola S.A.)
Capacidad instalada 44 TM/24 horas.

La COOCHUL en 1978 duplicó prácticamente su capacidad instalada, al adquirir dos condensadores y - nuevo caldero.

Pasó de 32 TM/24 horas a 64 TM/24 horas teóricas, aún cuando en la práctica no se ha alcanzado igual producción debido más bien a inconvenientes de Administración.

Existe otra Empresa en Piura; la Cooperativa Agraria Javier Durand LTDA., que ha iniciado gestiones financieras para la instalación de una planta con capacidad de 40 TM de fruta fresca/24 horas; casi la total de la materia prima será cubierta con plantaciones propias, empezaría a producir a partir del 84.

3.1.2 DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS INDUSTRIALES

a.- AGUA

La planta de Aceite esencial de limón de Chulucan-

nas, posee pozas para abastecerse de agua subterránea.

b.- ENERGIA ELECTRICA - POTENCIA DE 300 KW

En vista que el suministro de energía eléctrica en Chulucanas es deficiente, se ha considerado la compra de un grupo electrógeno con una potencia de -- 300 kw.

Por razones de seguridad operacional, necesariamente debe adquirirse dos unidades de éste equipo, por que en la práctica es usual las interrupciones eléctricas y una parada de la planta por falta de fluído eléctrico ocasionaría daños considerables - en la producción.

c.- COMBUSTIBLE

El suministro de combustible debe efectuarse desde la Refinería de Talara debido a su cercanía y condiciones favorables de la carretera.

No hay dificultad en el suministro de aceites y grasas debido a la existencia de muchas marcas y calidades de estos productos.

3.1.3 DISPONIBILIDAD DE MANO DE OBRA

En lo que respecta a la mano de obra no existe ninguna restricción, encontrándose en Chulucanas personas semicalificadas, pudiéndose adiestrar a los primeros, lográndose con esto obtener la gente especializada necesaria.

La mano de obra calificada puede llevarse desde Lima o de otras ciudades de la región.

3.1.4 DISTANCIA A LOS CENTROS DE CONSUMO

Se apreció en el capítulo sobre el estudio de mercado que las principales empresas consumidoras se ubican en Lima, pero para el transporte del producto final, se cuenta con medios de comunicación, ya sean marítimos o terrestres.

3.1.5 MEDIOS DE TRANSPORTE

Chulucanas posee vías de comunicación de acceso, tanto hacia los lugares de consumo como hacia los lugares de requerimiento de otros insumos.

3.1.6 AREA Y DISPONIBILIDAD DE TERRENO

En la zona de Chulucanas existe disponibilidad de terreno en forma de parques industriales. Ver cuadro III-1

3.1.7 CONDICIONES CLIMATICAS Y AMBIENTALES

El limón sutil, materia prima básica de la planta de aceite esencial, es una especie del género citrus, cuyo cultivo ha dado resultado satisfactorio principalmente en el departamento de Piura (Chulucanas) debido a la calidad de suelo y clima de esa zona.

3.1.8 POLITICA DE DESARROLLO

Con la finalidad de incentivar el desarrollo industrial fuera de Lima se ha puesto en marcha un plan de incentivación a través del Reglamento de la Ley de Industrias, en el que se define como empresas industriales ubicadas fuera de Lima y Callao aquellas que se encuentran más de 100 km. al Sur o al Norte

3.2 TAMAÑO DE PLANTA

3.2.1 TAMAÑO DE PLANTA VS. MERCADO

En el capítulo correspondiente al estudio de mercado se obtuvo una demanda del proyecto en la sub-región Andina, que en 1984 alcanzará 4222TON/AÑO, hasta llegar a 7084TON/AÑO en 1994. Si se considera la cantidad de demanda al proyecto por el mercado Nacional es en el primer año de 580 TON/AÑO y en el décimo año 788 TON/AÑO. El tamaño de planta más adecuada de acuerdo con el mercado es aquel que cubre con un 50% aproximadamente de su producción al mercado nacional y un 20% aproximadamente de la demanda proyectada del mercado sub-regional Andino.

CUADRO III - 1

**PARQUE INDUSTRIAL EN EL DEPARTAMENTO DE
PIURA EN LA LOCALIDAD DE CHULUCANAS**

COSTO DEL TERRENO POR M2	\$ 35,000
FORMAS DE PAGO	90% de cuota inicial
SALDO	En 5 años
INTERESES	50% anual al rebatir
FUENTE	MINISTERIO DE INDUSTRIA

3.2.2 TAMAÑO DE PLANTA VS. TECNOLOGIA

Todo proceso Tecnológico impone un tamaño mínimo a partir del cual son económicamente convenientes. Normalmente algunos equipos como compresoras y bombas tienen en el mercado tamaños estandarizados que no permiten obtener tamaños arbitrarios de plantas industriales.

3.2.3 TAMAÑO DE PLANTA VS. RECURSOS PRODUCTIVOS

En la mayoría de los casos, el incremento del tamaño del equipo permite una utilización más racional de los recursos productivos.

Las necesidades de servicios industriales como vapor, agua y corriente eléctrica, varía casi linealmente con el tamaño de la planta, por lo que no inciden mayormente en el cálculo de la capacidad más apropiada.

3.2.4 CONCLUSIONES

El tamaño adecuado será según el mercado, de 1400 toneladas métricas/año de ácido cítrico. Por día se tendrá (52 TON).

C A P I T U L O I V

C A P I T U L O I V

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

4.1.1 OBJETIVO

Este capítulo tiene como meta describir y analizar los diferentes procesos tecnológicos necesarios para producir ácido cítrico en es-
cala industrial partiendo de los jugos que se eliminan como dese-
cho en las fábricas de aceite esencial de limón.

4.1.2 PRODUCTO

GENERALIDADES

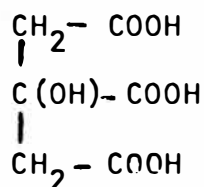
El ácido cítrico es un ácido orgánico bastante usado en la industria de las bebidas gaseosas, jaleas, gelatinas, caramelos, conservas y otros productos alimenticios.

En el campo de la medicina, tiene menor uso en la fabricación de ci-
tratos y sales efervescentes, en la industria se usa como agente re-
mover de los carbonatos en la fabricación de plásticos especial-
mente duros y resistentes al calor, la industria del queso y otros.

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS

El ácido cítrico fue descubierto por Scheele en 1784 en el zumo de limón. Está contenido principalmente en los frutos del género "ci-
trus" y en menores cantidades en otros muchos frutos.

El ácido cítrico cuya fórmula es $C_6H_8O_7$, tiene la estructura -
siguiente:



Es ópticamente inactivo, es un ácido tribásico y muy soluble en agua
En el comercio se encuentra en sus dos formas: anhidro que funde a
153°C e hidratado que funde a 100°C.

ESPECIFICACIONES COMERCIALES

Comercialmente existen dos tamaños denominados granular y fino, y - su estructura granulométrica usando la malla US. STD es como sigue:

Tamaño granular - 20 + 50
Tamaño fino - 40 + 100

ANALISIS QUIMICO

Pureza	99.5% mínimo
Azúcar	0.0005 p.p.m.
Color	100 APHA

Además el cuadro indica otras especificaciones físicas y químicas - del producto final; lo cuál demuestra el requerimiento de una labor altamente eficiente durante el proceso.

CUADRO IV - 1

ESPECIFICACIONES DEL ACIDO CITRICO SEGUN EL CODIGO DE PRODUCTOS ALIMENTICIOS DE LOS ESTADOS UNIDOS

ENSAYO	No menor que 99.5% calculado sobre la base anhidro.
SOLUBILIDAD	Un gramo se disuelve en 0.5 ml. de H ₂ O en 2 ml. de alcohol y 30 ml. de éter - aproximadamente.
IDENTIFICACION	Debe responder a la prueba para citrato.
HUMEDAD	Anhidro - 0.5% máximo Hidratado- 8.8% máximo
RESIDUO DE IGNICION	0.05% máximo
OXALATO	Prueba maestra Ninguna turbidez
METALES PESADOS	10 p.p.m. máximo
ARSENICO	Menor que 3 p.p.m.
SUSTANCIAS FACILMENTE CARBONIZABLES	Más ligero que el fluído K de comparación.

FUENTE Dato proporcionado por el Consultor Técnico Ing. David Basket de "Miles Laboratorios, Inc." Elckhart, Indiana. Estados Unidos de Norteamérica.

4.1.3. PROCESOS ALTERNATIVOS

A la fecha se conocen tres formas generales de obtener ácido cítrico.

a) Método de la Separación:

Extracción a partir de frutas cítricas como limones y piñas, cuyos jugos lo contienen entre 5 y 8% y 0.39 y 1.10 respectivamente.

b) Método Micológico:

Fermentación por medio de hongos de carbohidratos, especialmente azúcar impuro en forma de melazas.

Se sabe además de algunos fabricantes japoneses que usan substratos de almidón como los derivados de la papa.

c) Fermentación por medio de hongos, de hidrocarburos.

Recientemente empresas japonesas, especialmente, han patentado procesos de fermentación de hidrocarburos por medio de hongos.

En 1967, la empresa Kyowa Fermentation Industry Co, Ltd., patentó un proceso (Japan Patent 7-021-623. Fr. 1-573-655) que mediante la inoculación de "Penicillium Janthinellum" a un sustrato parafínico (C_{12-14}) produce citrato de calcio, el cual por un procedimiento de recuperación subsiguiente, dá lugar al ácido cítrico.

Declara además esta patente que podría ser usado también como inóculo "Penicillium Rectrictum".

Esta firma ha patentado sucesivamente procesos que utilizaron "Candida Guillermondu Sub especie galactosa" (German Patent 2-156-911) y Arthrobacter paraffineus (Brit 1-187-610).

Los rendimientos son decrecientes, en el mismo orden en que han sido presentadas las patentes.

Otra firma Ajinomoto Co. Inc. (Fr 2-003-199), han demandado la protección de un invento que partiendo de hidrocarburos de cadena recta C_{10-20} como fuente de carbono llega a la obtención de áci-

do cítrico por fermentación con "Candida Lipolytica" o "Candida Tropicalis".

Por su parte investigadores de Rusia, República Popular China y Japón han obtenido resultados semejantes a los declarados en las patentes mencionadas. En todos estos casos las investigaciones fueron conducidos utilizando "Candida Lipolytica" como inóculo.

BREVE GENERALIDADES DEL PROCESO MICOLÓGICO

Antes de la Primera Guerra Mundial, Italia era el principal productor del Citrato de Calcio, suministrando el 90% del Mercado Mundial. Durante dicha guerra e inmediatamente después, en muchos países europeos y en los Estados Unidos, se desarrolló un nuevo método de producción de ácido cítrico, mediante la fermentación de las sustancias glucósidas.

Como resultado de la Competencia, se llegó a un acuerdo internacional entre Inglaterra, Bélgica y Checoslovaquia para regular las exportaciones; a fin de mantener los precios del ácido cítrico producido ya sea a partir de los limones o elaborado mediante procesos micológicos.

En la práctica comercial, se usa soluciones que contengan del 15 al 20% de azúcar, concentraciones que son apropiadas para el crecimiento del hongo *Aspergillus Niger*.

Además se requiere de un suministro abundante de aire y recipiente de aluminio de unos 5 a 7 cms., de profundidad, así como una humedad relativa de 100%, una temperatura de 25 a 35° C, y otras condiciones especiales para favorecer el desarrollo de este microorganismo.

La técnica comercial del proceso de fermentación para transformar el azúcar en ácido cítrico, se mantiene como un secreto de fabricación, como resultado del alto costo de investigación. El proceso comercial por este procedimiento, alcanza solamente un rendimiento de ácido cítrico hasta de un 65% a partir de la glucosa.

Sin embargo, la abundancia de la materia prima, tales como sacarosa (melaza), glucosa, dextrosa, etc., favorece una producción continua por este método a diferencia del jugo de limón que es estacional, - dependiendo de la época de cosecha.

Además, la duración del jugo de limón es de 24 horas, debido a que los azúcares contenidos en éste, pueden entrar en fermentación por acción de bacterias indeseables. Por estas razones, la planta de ácido cítrico necesariamente debe ser integrada a la planta de aceite esencial.

4.1.4 TECNOLOGIA DE LA PRODUCCION DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL ZUMO DE LIMON

Los limones de la especie CITRUS AURANTIFOLIA con un contenido de ácido cítrico de 5 a 7 por ciento; fragmentados previamente son -- prensados para separar el jugo por un lado y el bagazo por otro.

Es evidente que en el jugo están contenidos tanto el aceite esen-- cial como el jugo propiamente dicho. En el bagazo en cambio las - bolsas de aceite esencial; el albedo fuente de pectina, las pare-- des de las celdas internas que contienen el jugo y las semillas.

En un destilador, el jugo es sometido a un proceso de ebullición - con vapor, el cuál de esta forma arrastra el aceite esencial. El líquido remanente que es el jugo, que ya no contiene aceite esen-- cial constituye el zumo de limón. Esta es pues la fuente inicial o materia prima, si cabe la denominación de la cuál es factible obte-- ner dos productos que tienen demanda industrial: el citrato de áci-- do cítrico y el ácido cítrico.

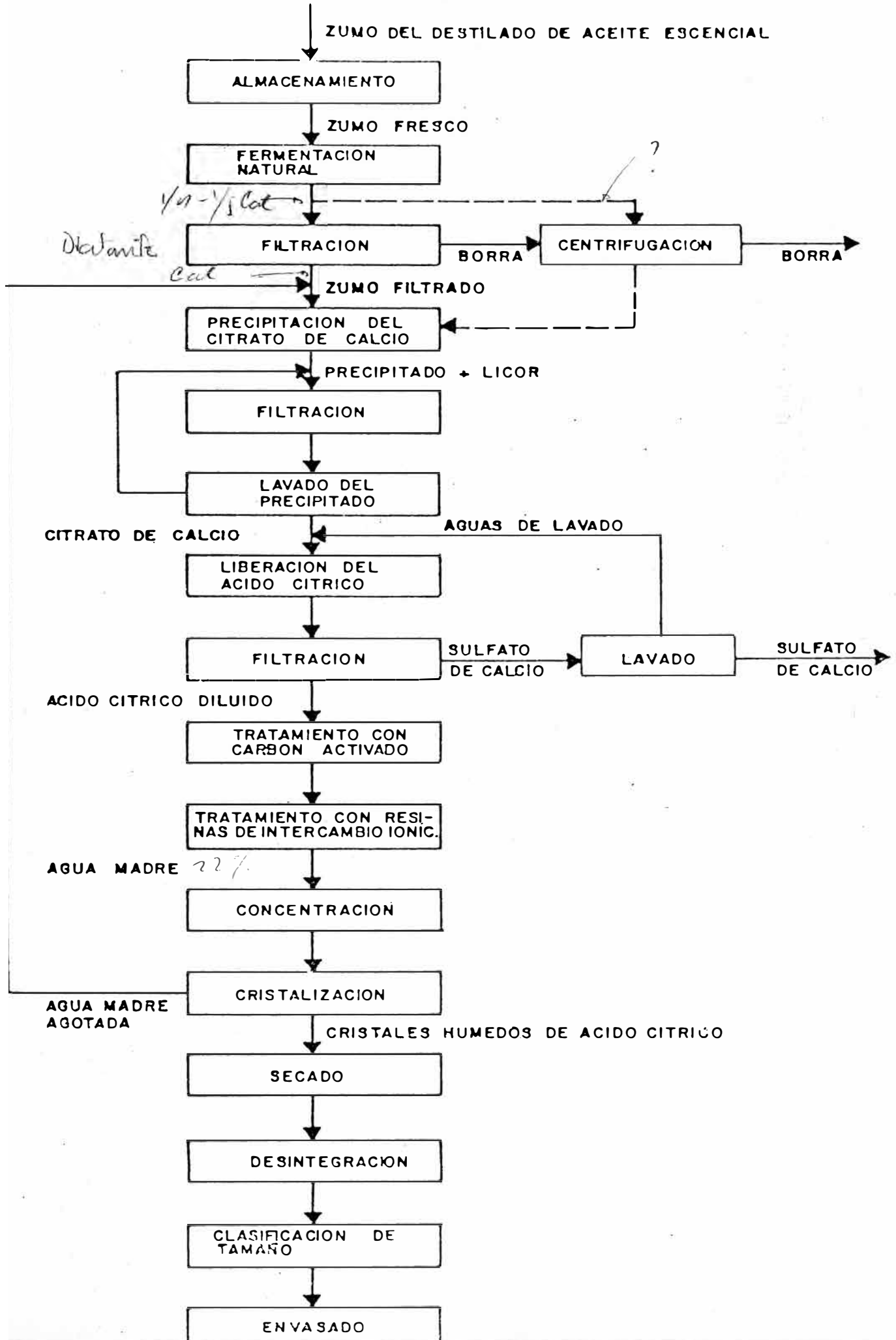
Cualquiera que sea la materia prima que se emplee en el método de - fermentación, el líquido resultante que contiene el ácido cítrico - se trata exactamente lo mismo que si fuera zumo de limón. Es decir las etapas finales de purificación y cristalización son las mismas, ya sea que se trate del ácido obtenido directamente de la fruta o - por fermentación.

4.1.5 PRODUCCION DEL ACIDO CITRICO A PARTIR DEL JUGO DE LIMON (GENERALIDADES)

Los agrios de elevado contenido de ácido cítrico son los limo-- nes, lima y bergamotas, materia prima usada para producir ácido cí-- trico. Para este objeto y sobretodo por economía, se usan aquellos frutos de tamaño y calidad inferior que no son aptos para la venta directa del fruto.

Los limones de Piura y Lambayeque que presentan una ligera ventaja sobre los limones de otros países ya que el promedio del jugo obte-- nido, alcanza a 37.83% con 6.61% de ácido cítrico, en el limón mien

FLUJO DE PROCESOS PARA LA OBTENCION DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL ZUMO DE LIMON



tras que el limón de otros países contiene 30 a 35% del jugo con 6 a 7% de ácido cítrico correspondiendo a un promedio de 2.1% de ácido cítrico en el limón.

Para el proceso micológico, es muy importante tener en cuenta que - el éxito o fracaso en obtener una fermentación apropiada y un rendimiento satisfactorio, depende con frecuencia de las impurezas metálicas, contenidas en las soluciones de azúcar. De la misma, éstas - impurezas pueden incidir en el costo de tratamiento de la solución de ácido cítrico, en los intercambiadores iónicos, en el caso que - el jugo de limón fuera contaminado con las impurezas mencionadas, - al ser transportado a la planta, en camiones tanque desde otras zonas de producción.

4.1.6 MATERIA PRIMA

Las fábricas de aceite esencial de limón en la zona Norte, desechan este zumo a las cloacas.

Además de significar el desperdicio de un material del cuál aún es posible obtener derivados comerciales, constituye una fuente de corrosión de los sistemas de evacuación y una fuente de contaminación ambiental, ya que éstos desechos continen azúcares propensos a fermentación y aportan elementos negativos al medio ambiente.

A fin de definir las características de éste material, se ha hecho una evaluación de los rendimientos de operación industrial promedio en las fábricas mencionadas. Se ha hallado que luego de la fragmentación y paso por prensas continuas de los limones resultan el jugo y el bagazo con la identificación de componentes ya hecha en las siguientes proporciones

Jugo	70%
Bagazo	30%

Este jugo es cargado a los destiladores y sometido a un procedimiento de arrastre del aceite esencial mediante vapor. El residuo agotado en aceite esencial o zumo de limón, tiene la siguiente composi

ción promedio.

TABLA 1

COMPOSICION PROMEDIO DEL ZUMO DESCARGADO DE LOS DESTILADORES

Materia líquida	89.38%
Materia sólida	10.62%
Acidez total	6.61%
Azúcar total	1.92%
Sustancias pécticas (*)	1.38%
Cenizas	0.57%

(*) Determinado por precipitación con alcohol.

Como se puede observar existe un considerable porcentaje de materia sólida contenida en el zumo. Debe ser eliminada en algún momento, durante el proceso de purificación del mismo. Si se lleva a cabo - esta eliminación al iniciarse el proceso, utilizando preferentemente centrifugación se obtiene dos nuevos subproductos: zumo y borra. El zumo en este caso es más puro que su procedente y la borra un lodo formado por un conglomerado de gran parte de las partículas sólidas pequeñas que por su tamaño escaparon con el jugo durante el prenado. Los porcentajes de cada uno de éstos subproductos, dependen de la eficiencia del equipo de centrifugación utilizado, y es de esperar que en promedio sean del orden del 15 al 20% de borra y el 85 al 80% de zumo.

Como es de suponer queda ácido cítrico en la borra. Este remanente de ácido en la borra, puede ser reducido hasta en un 75% aproximadamente mediante lavado y nueva centrifugación. De esta forma es posible partir hacia los procesos siguientes: con un 6.5% de ácido, - respecto a la cantidad inicial de zumo. La gran mayoría de documen

tos técnicos que tratan el tema aseguran que el 100% de la acidez del limón corresponden a ácido cítrico. Algunos mencionan sin embargo que en tal acidez pueden estar otros ácidos orgánicos, como ácido málico, tartárico, succínico, etc.

Pero parece también que de estar presente estos otros ácidos en su conjunto, lo están en un porcentaje menor al 5% de la acidez total, predominando el ácido málico. Se asumirá para todo efecto posterior que el 100% de la acidez del zumo se debe a ácido cítrico.

4.1.7. ALMACENAMIENTO DEL ZUMO

Un aspecto de gran importancia en el tratamiento de los jugos cítricos es el relativo a su estabilidad biológica. Un tratamiento incorrecto, en desconocimiento de su tendencia a la degradación ocasiona en la generalidad de los casos, la pérdida de parte del flujo del proceso o de todo el lote.

El zumo es en realidad muy inestable debido a su contenido de azúcares fermentables, que como se puede ver en la tabla 1, es de un valor apreciable (1.92 en total). Estos azúcares pueden influir en la inestabilidad biológica de la materia principal produciendo infecciones como mohos del tipo aspergillus que si bien podrían convertir el azúcar en ácido cítrico, producirían ácido oxálico, el cuál por su naturaleza tóxica obligaría a un proceso de purificación adicional aumentando en equipos y costo la línea de producción.

El almacenamiento de la materia prima deberá pues contemplar detenidamente esta posibilidad de desgradación eliminando si es posible las causas que la producen. Una forma de disminuir la posibilidad es manteniéndola siempre en depósitos cerrados y sin aire sobre la superficie superior. Es decir no podrá mantenerse en depósitos a medio llenar y menos en depósitos abiertos. El aire si es que no se toman las precauciones mencionadas aportará mohos con el consiguiente deterioro del zumo. Otra práctica necesaria es la operación en rigurosas condiciones de limpieza de las líneas de conducción, bombas y los mismos tanques de almacenamiento y fermentación que en

su conjunto deberá ser desinfectados continuamente.

4.1.8. FERMENTACION NATURAL

Otro aspecto negativo del contenido de azúcares en el zumo se manifiestan en etapas posteriores de la manufactura del ácido cítrico, si es que no han sido eliminadas o en su defecto disminuidos a niveles adecuados. En un tratamiento posterior, el ácido sulfúrico utilizado para liberar el ácido cítrico desde el citrato de calcio, -- puede carbonizar los azúcares, hecho que se manifestará posterior-- mente con la formación de cristales de ácido cítrico, de un color -- oscuro afectando así la calidad del producto final.

Una forma de disminuir el efecto negativo de la presencia de los -- azúcares es reduciendo su cantidad, hecho que es posible sometiendo lo a un período de fermentación natural que puede durar entre 5 y 8 días. En pruebas realizadas se ha demostrado que es factible disminuir en más del 55% la cantidad de azúcar, después de 5 días de fermentación.

Este período de fermentación permite además, la sedimentación de -- las partículas sólidas, las sustancias pécticas y otras impurezas; clarificándose considerablemente y haciendo más fácil la posterior filtración del zumo. Respecto a la pectina, su presencia dificultaría la purificación del licor, la cristalización del citrato de calcio y el ácido cítrico y estaría presente como impureza aún en el -- ácido cítrico cristalizado final. En un trabajo experimental realizado en el marco de un proyecto ITINTEC, se encontró sin embargo -- que no existía en el zumo cantidades altas de pectina que ofrecie-- ran dificultades

Es de suponer que durante el período de ebullición más o menos largo al que fue sometido el jugo para el arrastre de aceite esencial; hubiera ocurrido una degradación de la pectina a ácidos urónicos, -- los que ya no interfieren en el proceso.

Luego de concluída la fermentación natural el zumo ya está en condiciones de ser filtrado.

Para este efecto se puede utilizar en forma alternativa o complementaria tanto separadores centrífugas (fig.IV-1) como filtros con elemento de filtro (IV-2) o filtro prensa. En este punto es necesario hacer una evaluación, ya en el campo de la posibilidad de lavar la borra que queda atrapada en el elemento del filtro a fin de recuperar al máximo el ácido cítrico que como se explicó anteriormente podría estar quedando. La borra es un subproducto que puede ser -- utilizado al igual como alimento de ganado, luego de su tratamiento adecuado.

Uno de los mayores inconvenientes que se presenta en el tratamiento del jugo de limón es su filtración debido a la abundancia de detritos mucilágenos a la cual oponen gran resistencia, resultando difícil incluso si se emplean filtros a presión perfeccionados. Actualmente los detritos grandes se elimina por filtración con una malla de algodón; pero siempre queda en el jugo un detrito blanco menudo que no se logra filtrar.

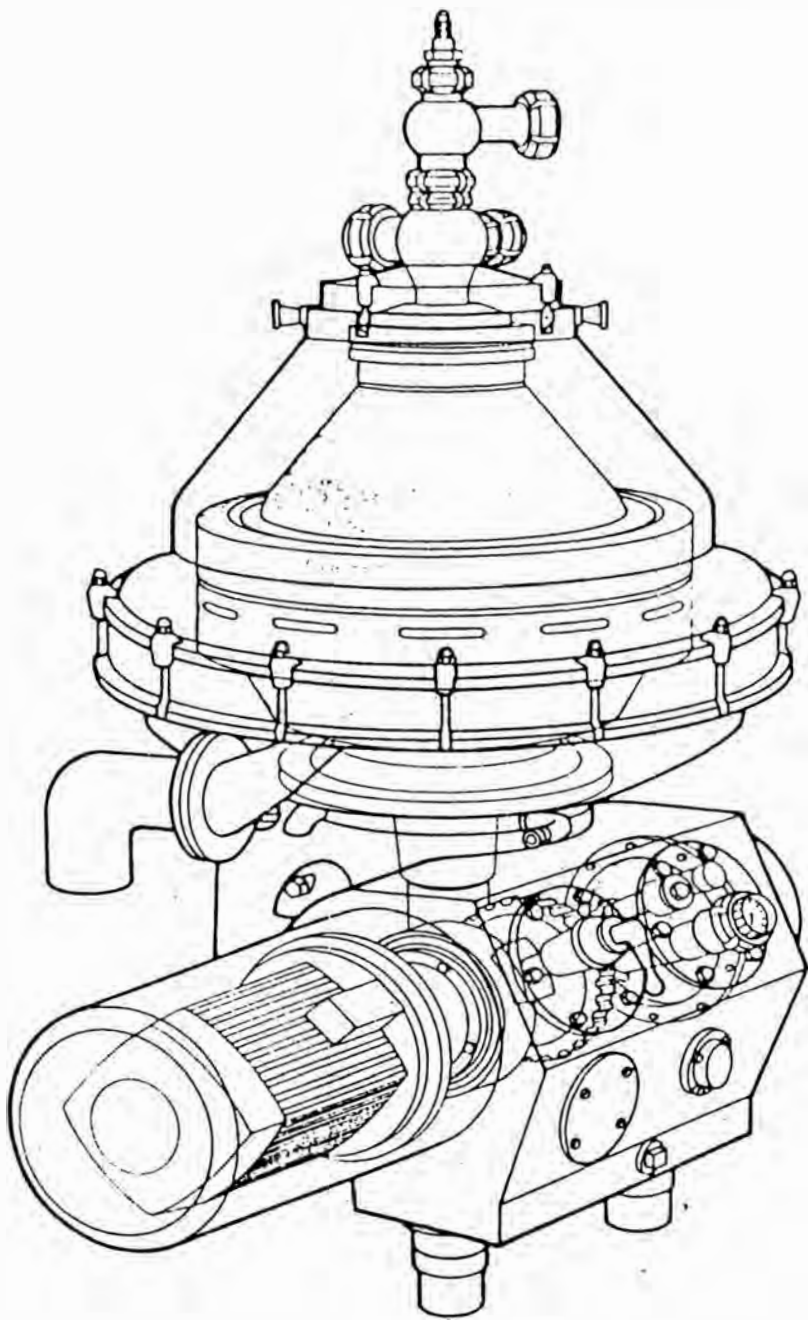


Figura IV-1 :

Separador centrífugo de sólidos de un líquido.

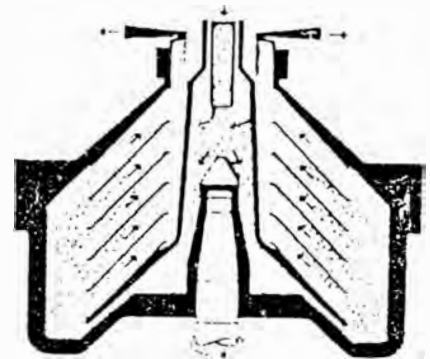


Figura IV-1 :

Principio de operación de un separador centrífugo.

- a) Alimentación de mezcla a separar
- b) líquido excentro de sólidos.

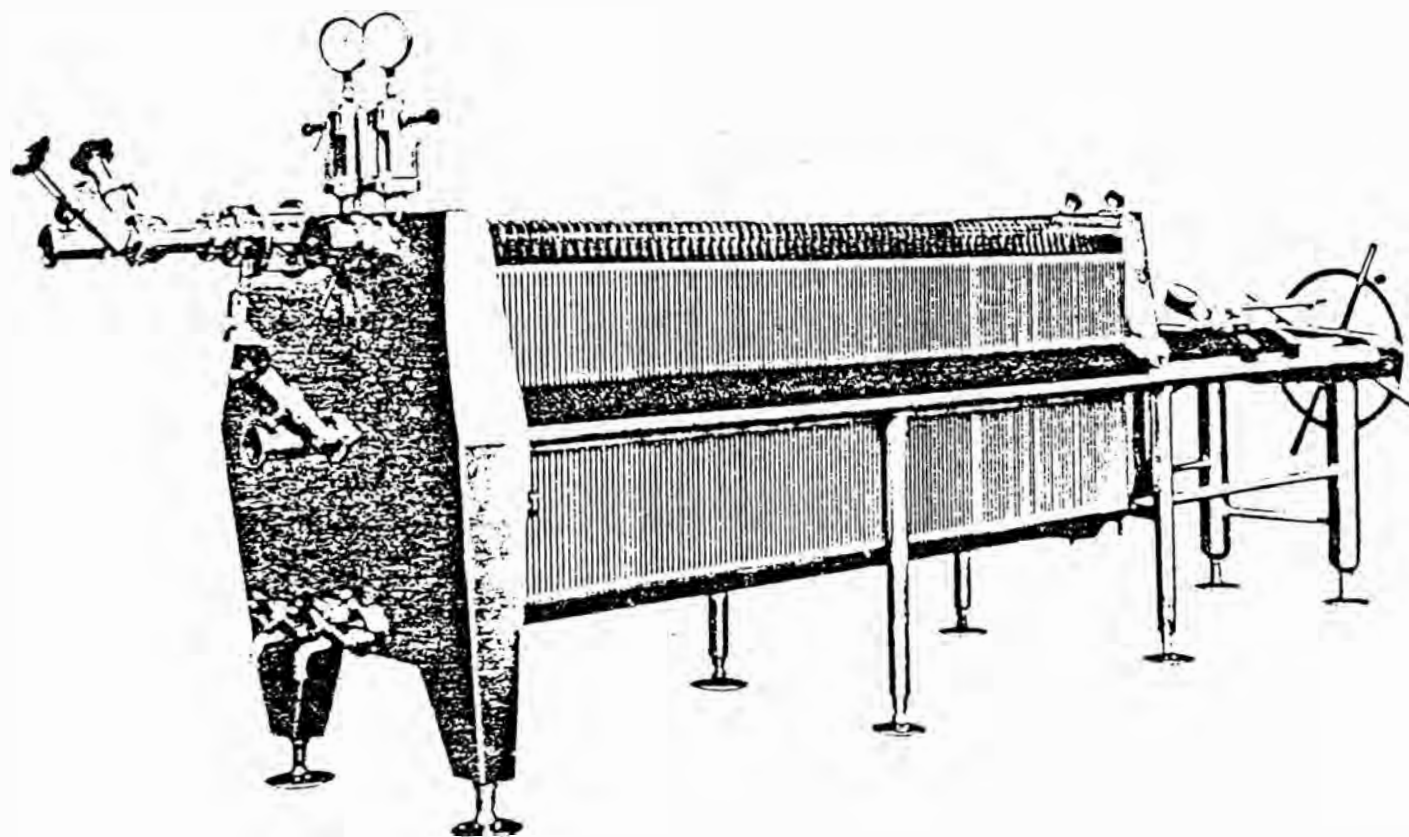


Figura IV-2

Filtro-prensa

Usando Kiessel gahr como ayuda filtrante se puede contar con unidades cuya capacidad va de 40 a 400 hectolitros por hora (esta fotografía corresponde a un equipo de la firma Alfa Laval).

4.1.9. PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO

Al haber completado la purificación del zumo, éste está preparado para proceder a la precipitación del ácido cítrico que contiene al citrato de calcio.

Como fuente del ión calcio necesario pueden ser usados tanto hidróxido de calcio como carbonato de calcio o ambas a la vez

Los documentos analizados para este estudio, señalan que la mejor forma de llevar a cabo la precipitación desde el punto de vista técnico es utilizando siempre ambos reactivos. La mayoría de los autores señalan que se debe neutralizar el 90% de la acidez con hidróxido de calcio Ca(OH)_2 y el restante 10% con carbonato de calcio.

CaCO_3 , aunque algunos Warneford y Hardy han realizado excelentes experimentos utilizando una mezcla de 70% de Ca(OH)_2 y 30% CaCO_3 .

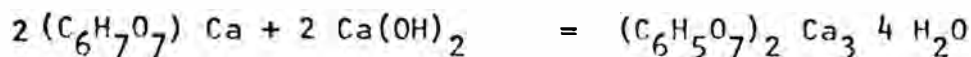
No debe olvidarse que algunos investigadores han utilizado 100% de carbonato de calcio; pero al parecer solamente para ensayos en laboratorio.

En la práctica industrial la selección del insumo para la precipitación obedecerá a una cuidadosa evaluación de los beneficios técnicos y su comparación con los costos.

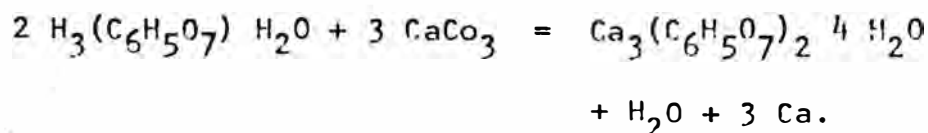
Por otro lado siempre será necesario usar un ligero exceso de reactivo generalmente como carbonato de calcio; respecto de la cantidad estequiométrica con ácido cítrico, a fin de asegurar que el 100% del ácido cítrico precipite como citrato. Cuando como fuente de calcio se usa solamente Ca(OH)_2 el exceso origina una gran alcalinidad, la misma que promueve la adsorción por el citrato de los colorantes presentes en la solución y se hace que se obtenga un precipitado oscuro; el cual inevitablemente conducirá a un ácido cítrico de mala calidad. De aquí que sea indispensable el uso de carbonato de calcio cuyo exceso ocasiona una ligera acidez, que redundará en la blancura del precipitado.

Las reacciones que ocurren, son las siguientes:

a) Con hidróxido de calcio:



b) Con carbonato de calcio:



En lo referente a la temperatura a la cuál debe llevarse a cabo la precipitación, existen hasta tres procedimientos.

4.1.10. PRECIPITACION EN CALIENTE

Para esta alternativa se debe llevar el zumo filtrado a una temperatura de 80°C (o mayor pero siempre por debajo del punto de ebullición).

En estas condiciones se agrega una cantidad de carbonato de calcio en proporción estequiométrica con el ácido cítrico lentamente y en la forma de un lodo caliente.

El lodo o caldo debe tener una concentración como la producida por la mezcla de 2.5 a 3 litros de agua hirviendo con 1 kg. de carbonato de calcio. Esta mezcla sometida a una débil agitación debe mantenerse por unos 5 a 10 minutos; luego dejarse en reposo hasta que todo el precipitado sedimente para proceder a la decantación y así eliminar el licor que contiene todas las impurezas sólidas y coloidales de bajo peso específico cuya tendencia es ocupar la superficie de la solución.

4.1.11. PRECIPITACION EN FRIO - CALIENTE

Existe una alternativa para llevar a cabo la precipitación en lo referente a la temperatura que predomina en la solución. Esta consiste en añadir el carbonato de calcio directamente al zumo recién filtrado y frío en vez de hacerlo a una temperatura de 80°C. A continuación se procede a un calentamiento lento, acompañado de agitación

constante hasta llegar al punto de ebullición. Producida la precipitación de esta forma se procede a la decantación de modo idéntico que en el proceso en caliente.

4.1.12. PRECIPITACION EN FRIO

Existe una tercera posibilidad respecto a la temperatura a la cual debe producirse la precipitación. De acuerdo a Warneford y Hardy realizándola a una temperatura de 29°C (esta es la temperatura ambiente predominante en Islas del Caribe, como Dominica, Bardales, etc.); se obtiene cristales de un mayor tamaño que la del caso de precipitación en caliente pero difíciles de filtrar porque no se aglomeran.

Como el citrato de calcio, obtenido en forma de precipitado está acompañado de una serie de impurezas procedente del zumo original es necesario lavarlo varias veces con agua caliente hasta obtener un citrato blanco y puro. Si, por exigencias de la producción es necesario mantener almacenado el citrato, o si constituye un producto final, que será envasado y comercializado es necesario disminuir su humedad hasta el 5% ó menor para evitar su descomposición a la que es muy propenso con humedades mayores. Este secado se hace normalmente con aire caliente entre 140 y 150°C.

4.1.13. INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA SOBRE LA PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO

La interdependencia entre los parámetros del proceso y las características del precipitado ha preocupado a no pocos investigadores. Es un hecho conocido que el tamaño de los cristales depende de la temperatura a la que se ejecute el proceso y que la facilidad o dificultad de recuperación de estos cristales a partir de la solución depende a su vez de su tamaño.

Pero a que temperatura se producen los cristales óptimos?. En 1975 los investigadores L.G. Heding y J.K. Gupta de la Universidad de Panjab, India realizaron un estudio con el propósito de obtener ma-

yores datos acerca de este proceso.

Del sucinto documento que produjeron (Improvements of conditions for precipitation of citric acid from fermentations mash. Biotechnology and Bioengineering 1975, 17(9) 1363-4) se ha podido extraer lo siguiente:

Siguiendo el procedimiento usual de la precipitación del citrato usando hidróxido de calcio y carbonato de calcio con el caldo de fermentación a 100°C y un pH de 5.0 se obtuvo un precipitado similar al hidróxido de aluminio el cual resultaba difícil y se aglutinaba al tratar de secarlo.

A fin de mejorar la calidad del precipitado se llevó a cabo la precipitación a diferentes temperaturas (de 20 a 100°C), se halló entonces, (TABLA 2) que mientras la precipitación ocurría casi instantáneamente a 100°C, el producto resultante era difícil de manipular en los procesos subsiguientes. En el otro extremo al ocurrir la precipitación a 20°C, en un tiempo de 2 horas solo precipitaba el 70% del ácido recuperable. Teniendo como objetivo obtener un precipitado fácil de filtrar se halló como satisfactoria la temperatura de 50°C.

La precipitación completa ocurrió en 20 minutos aproximadamente. En estas condiciones el proceso permitió obtener cristales del tamaño de un grano pequeño de maíz.

El tamaño es importante para el siguiente paso en la obtención de ácido cítrico en cristales, porque cuando se adiciona ácido sulfúrico, el sulfato de calcio que se forma tiene una tendencia de recubrir las partículas del citrato de calcio. Si éstas partículas son muy grandes, el ácido sulfúrico no reaccionaría apropiadamente. El método descrito hace uso del hecho de que el citrato de calcio es capaz de formar soluciones sobresaturadas a temperatura ambiente y que precipitaciones lentas dan productos más adecuados para la manipulación posterior.

T A B L A 2

INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA SOBRE LA
PRECIPITACION DEL CITRATO DE CALCIO
A UN PH DE 5.0

Temperatura de Adición de carbonato de calcio (°C)	Tiempo necesario para la precipitación (minutos)	Producción de ácido cítrico %
20	120	70
40	40	90
50	20	100
70	2	100
80	0.5	100
100	0.5	100

4.1.14. COMPARACION DE LOS PROCESOS DE PRECIPITACION EN

CALIENTE Y EN FRIO

De lo dicho hasta aquí resulta que la temperatura del proceso determina prácticamente la facilidad o dificultad con que serán llevados a cabo los procesos siguientes, el mayor o menor gasto que se hará en ellos y aún la apariencia, pureza y calidad del citrato de calcio.

El color del precipitado es en este estado de cosas otra característica que determina el mayor o menor gasto en el posterior tratamiento con carbón activado WARNEFORD y HARDY, realizaron un trabajo de investigación a fin de determinar la incidencia de la temperatura de precipitación en el calor de los cristales de citrato obtenido.

Hallaron que el proceso frío-caliente producía el precipitado más claro; el proceso frío un producto medianamente oscuro y el proceso caliente el más oscuro con los siguientes valores relativos

Proceso frío - caliente	1.00
Proceso frío	1.47
Proceso caliente	1.80

El grado de finura del hidróxido o carbonato de calcio que se va a utilizar como neutralizante es otro factor importante porque en cierta medida la eficacia con que va a ocurrir la precipitación, se ha hallado por ejemplo que neutralizando a la temperatura de ebullición se produce a menudo un precipitado de citrato de calcio insoluble en la superficie de los granos de hidróxido de calcio e impide la total reacción de este último con el ácido cítrico del medio.

Esta tendencia disminuye en cambio cuando la precipitación se realiza a baja temperatura.

Este hecho determina que solo los polvos de más fino grado de hidróxido de calcio deberían ser usados en el proceso caliente. La

tabla- 3 presenta una comparación de la neutralización del zumo utilizando diferentes grados de finura del hidróxido de calcio.

En cada caso la cantidad de hidróxido usado fue igual al requerido por la proporción teórica con el ácido cítrico presente en la solución.

T A B L A

COMPARACION DE LAS PRECIPITACIONES EN CALIENTE Y EN FRIO USANDO HIDROXIDO DE CALCIO CON DIFERENTES GRADOS DE FINURA

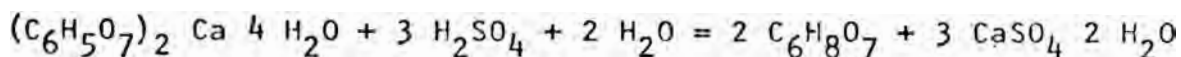
G R A D O	Porcentaje de ácido que queda sin neutralizar		% de Ca Co ₃ en el citrato de calcio resultante	
	CALIENTE	FRIO	CALIENTE	FRIO
Malla 20 a 30	17.50	1.86	10.50	0.875
Malla 80 a 90	1.90	0.375
Quimicamente precipitado	1.74	1.17	0.25	0.625

FUENTE : "MANUFACTURE OF CALCIUM CITRATE AND CITRIC ACID FROM LIME JUICE"

Como comentario final es necesario hacer notar que la etapa de precipitación es la mayor fuente de pérdidas de ácido cítrico durante todo el procesamiento y que en promedio se pierde del 5 al 6% del total contenido en la solución.

4.1.15. LIBERACION DEL ACIDO CITRICO

A estas alturas del procesamiento del zumo de limón, con miras a - cristalizar su contenido de ácido cítrico, contamos con un precipi- tado de citrato de calcio, conveniente lavado y en una elevada pu- reza. Para llevar a cabo la liberación del ácido contenido en el citrato se procederá en un primer momento a disolver el citrato uti- lizando para ello las lavaduras (aguas de lavado) del sulfato de - calcio producido en este mismo proceso, pero con un lote anterior. A continuación se introduce en la solución una cantidad de ácido - sulfúrico congruente con la estequiometría de la siguiente reac- - ción:



Algunos aspectos prácticos de importancia para la ejecución de este proceso serían los siguientes:

- a) Una vez adicionada la cantidad de ácido sulfúrico requerida, agi- tando constantemente la mayor parte de la reacción, ocurrirá en aproximadamente media hora; aunque la reacción total requerirá - de cerca de 3 horas.
- b) Que la reacción ocurra completamente, se garantiza llevándola a cabo con un pequeño excedente de ácido sulfúrico del orden de a 2 gramos por litro (0.1 - 0.2% en peso respecto a la cantidad estequiométrica).
- c) De otro lado, es necesario evitar que la reacción alcance 60°C, pudiendo hacerse en frío.

Ocurrida la precipitación del sulfato de calcio, puede ser separa- do mediante separadores centrífugas o filtros de vacío y lavar cui- dadosamente el yeso resultante con agua debilmente acidulada.

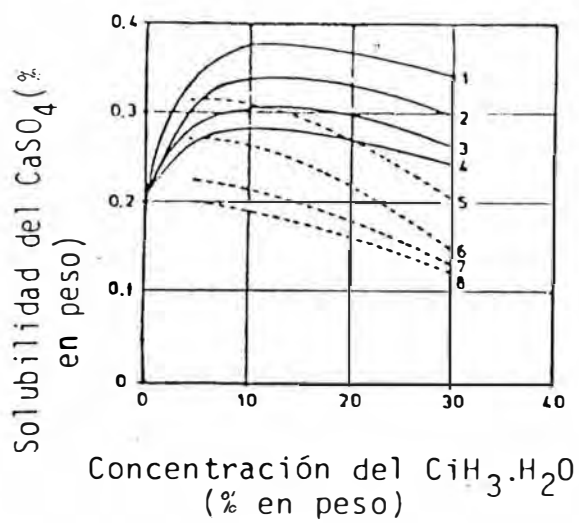
Una primera lavadura con agua fría se agrega a la solución de ácido cítrico y una segunda se utiliza para diluir el siguiente lote de - citrato de calcio que se va a descomponer.

Como efluente sólido mediante un tratamiento posterior, se obtiene

aproximadamente 1.4 toneladas de sulfato de calcio precipitado por tonelada de ácido cítrico producido.

El ácido cítrico ya libre queda en solución acompañado de ciertas impurezas, como el excedente de ácido sulfúrico, sulfato de calcio disuelto, iones metálicos fierro (Fe^{3+}) y otros.

La figura IV-3 muestra que la solubilidad del sulfato de calcio, -- (Ca SO_4) en la solución de ácido cítrico (Ci H_3) es generalmente mayor que en el agua. Existe además una dependencia entre la concentración del ácido cítrico en la solución está entre 30 y 25% en peso.



	°C	H_2SO_4
1	80	0 %
2	60	0 %
3	40	0 %
4	25	0 %
5	80	0.5 %
6	60	0.5 %
7	40	0.5 %
8	25	0.5 %

Figura IV-3

Solubilidad del sulfato de calcio en soluciones de ácido cítrico.

4.1.16 PURIFICACION DEL AGUA MADRE

Desde la liberación del citrato en adelante la solución acuosa que contiene ácido cítrico se denomina agua madre. Esta agua madre contiene un gran número de impurezas cuya conservación significaría tanto la obtención de un producto de calidad inaceptable como la imposibilidad práctica de realizar la operación de cristalización. Tales impurezas son generalmente iones, calcio y carbonato de calcio provenientes del hidróxido de calcio y el exceso de carbonato de calcio usados para la precipitación del citrato, sulfato de calcio disuelto y ácido sulfúrico provenientes de la liberación del ácido cítrico y algunos iones metálicos como fierro y magnesio. Otra fuente de impurezas, es la adsorción por el citrato de calcio de sustancias colorantes que contiene el zumo durante la precipitación del citrato. Este problema es mayor cuanto mayor alcalinidad haya alcanzado la solución durante el tratamiento con compuestos de calcio. La purificación es pues totalmente necesaria y se la realiza como práctica generalizada con dos tratamientos complementarios: el tratamiento con carbón activado y el intercambio iónico.

TRATAMIENTO CON CARBON ACTIVADO

Cuando un líquido que contiene impurezas se pone en contacto con un carbón, la atracción de éste sobre las impurezas, será mayor que la del líquido sobre las mismas.

El carbón adsorberá pues, las impurezas, tales como las materias colorantes, los olores, los sabores hasta que se alcance un estado de equilibrio, después de lo cual, el carbón no eliminará ya esas sustancias de dicha solución particular.

Si al llegar a este punto se separa el carbón y el líquido y se introduce aquel en otra cantidad del líquido inicial (o más oscuro), el carbón adsorberá más impurezas del líquido hasta que se llegue a una segunda situación de equilibrio. En esta segunda vez se adsorberá menos impurezas que en la primera, y si se utilizara el carbón una tercera vez, la cantidad adsorbida sería aún menor.

La rapidez con que se eliminan las impurezas de una solución empleando el carbón es muy grande durante los primeros momentos del contacto y alcanza gradualmente un punto en el que aumentando el tiempo de contacto no progresa la decoloración. La eliminación del color suele ser tanto mayor cuanto más alta es la temperatura.

Si se fijan el tiempo de contacto y la temperatura, el porcentaje de impurezas totales eliminadas varía directa pero logarítmicamente con el porcentaje de carbón empleado. Si dos soluciones una de las cuales contiene una cantidad mucho mayor de impurezas que la otra; se someten a tratamiento durante un mismo tiempo de contacto, a la misma temperatura y utilizando cantidades iguales de carbón por unidad de solución, el porcentaje de impurezas eliminadas será mayor en la solución más diluida.

La mayoría de los materiales coloreados que se encuentran en la industria, están cargados negativamente y de ordinario los carbones producirán una descoloración mayor si se aumenta la acidez de la solución.

Tanto el carbón como la impureza que haya de eliminarse (tienen cargas eléctricas y los resultados obtenidos muestran que en general - la eficacia adsorbente de los carbones, depende en gran parte de la diferencia de las cargas eléctricas entre el carbón y la partícula, el coloide o el color (ión) que haya que adsorber. Las curvas generalizadas de la fig. indican la relación entre la acidez, la neutralidad y la alcalinidad de la solución y la adsorción por carbones vegetales de sustancias con diversas propiedades eléctricas.

Un efecto de ph sobre la adsorción de los cuerpos coloreados, es el que obra frecuentemente sobre la solubilidad de dichos materiales.

El ph de la solución afectará el grado de disociación del cuerpo coloreado. En la práctica industrial no pueden conseguirse a menudo las condiciones óptimas para la adsorción, porque intervienen factores perjudiciales; por ejemplo, la decoloración de las soluciones azucaradas, es más eficaz en soluciones ácidas, pero la acidez daría lugar a pérdidas de azúcar por inversión.

El modo de utilización de los carbones activados, es sencillo.

Se parte homogenizando al máximo la sustancia a tratar, luego, si el proceso es de inmersión del carbón, se introduce en la solución una cantidad de carbón determinada por ensayo en laboratorio.

Se calienta la solución a la temperatura adecuada, determinada por ensayos o como recomendación del proveedor del carbón y se agita la solución durante 15 a 20 minutos. Luego se separa el líquido del carbón mediante sedimentación y filtración.

Los resultados esperados como decoloración, purificación, desodorización, dependen mucho del grado de contacto conseguido, que a su vez es función de la finura del carbón, de su superficie efectiva y de la forma y continuidad de la agitación.

Otra forma de llevar a cabo este tratamiento, es mediante el uso de equipos de filtrado en las cuales como sigue la figura IV-5 el carbón está depositado en compartimientos y se pone en contacto con la solución a tratar cuando esta última atraviesa el equipo en flujo continuo.

En el mercado peruano están disponibles dos formas de presentación de carbón activado, adecuadas para las dos formas de utilización ya presentadas en polvo fino para tratamiento por inmersión y en granulos para tratamiento en litros.

4.1.17. **INTERCAMBIO IONICO**

Hasta ahora gracias al tratamiento con carbón activado, se ha podido eliminar parte de las impurezas consistentes en sabores y olores indeseables, sólidos en suspensión y coloraciones oscuras. Se puede decir que prácticamente quedan solo iones sulfato. Estas últimas al quedar en la solución, ayudarían a la cristalización pero no serían aceptables en productos destinados a industrias alimentarias. Para la eliminación tanto de los cationes que tienen acción anticristalizante, como de los aniones, se hace uso del intercambio iónico.

Valves and motors													
	Filler motor	Pump motor	Air filter motor	Liquid level removal	Compressed air	Re cycle	Vent	Filtrate	Discharge residue	Feed	Feed lower	Feed upper	Gland irrigation
Cycle stage:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1. Fill filter		•								•			
2. Re-cycle		•	•			•				•	•		
3. Filtration		•	•					•		•	•	•	
4. Liquid level removal				•						•			
5. Drying					•	•							
6. Discharge	•								•				•

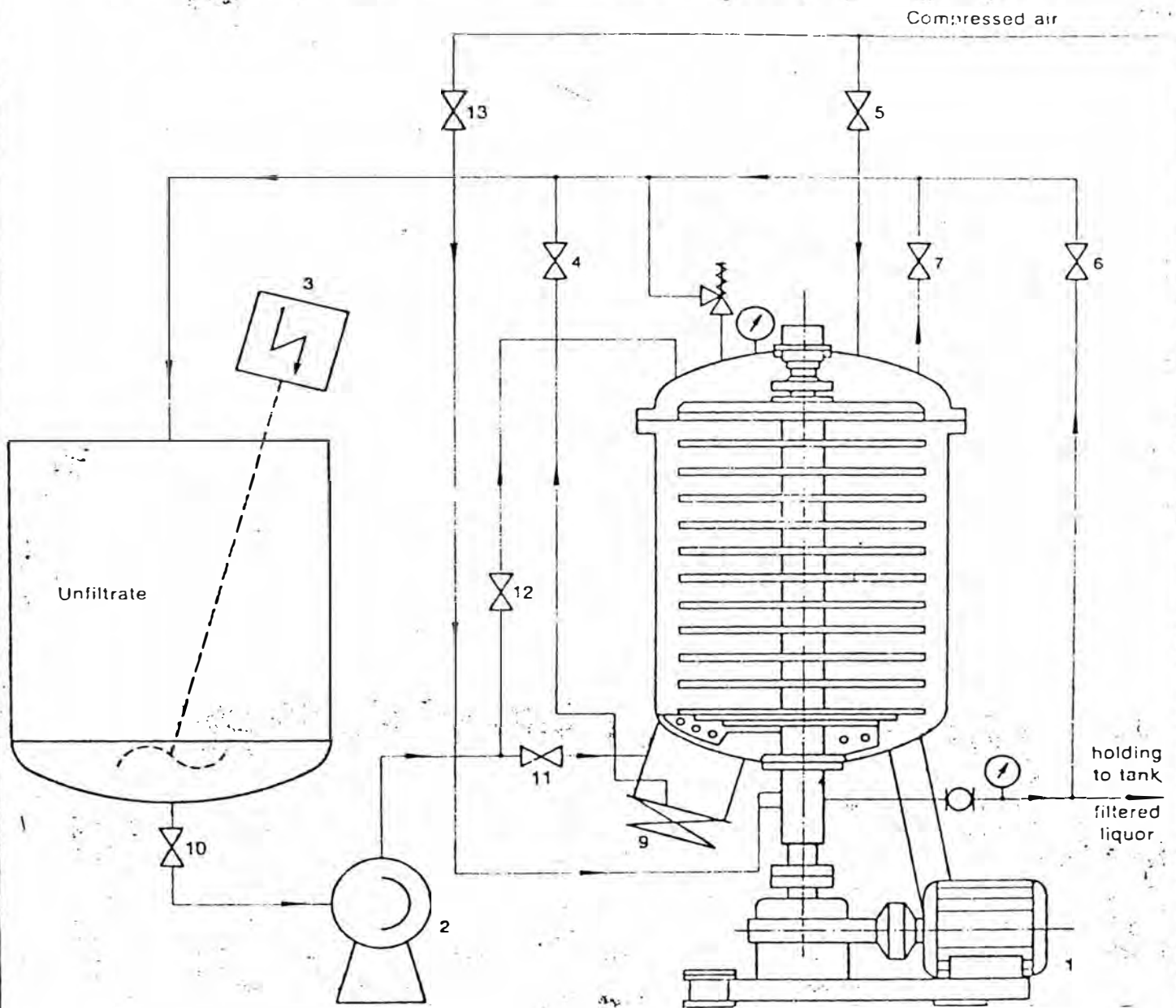


Figura IV-5

Diagrama de flujo del tratamiento del agua madre con carbón activado.

En los primeros años fueron utilizados para este efecto, las Zeolitas (silicatos dobles capaces de sufrir reacciones reversibles intercambiadoras de las bases. Actualmente se usan resinas sintéticas que son en lo esencial de dos tipos.

- a) Resina catiónica o cambiadoras de cationes
- b) Resinas aniónicas o cambiadoras de aniones.

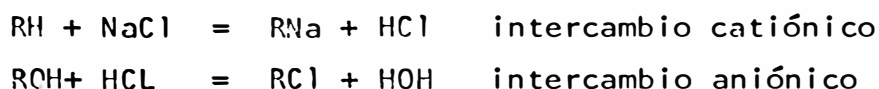
Los cationes cambiadores derivan de sustancias que contienen grupos de ácido libre (sulfónico, fenólico, carboxílico, etc.) y tienen la capacidad de cambiar su catión original, el hidrógeno por el o los cationes de la sustancia tratada.

Análogamente, los anio-cambiadores derivan de sustancias que contienen grupos amino libres que pueden unirse a los iones metálicos. De esta forma una solución salina que se hace pasar a través de una resina catiónica, deja en esta última el catión y sale totalmente -ácida del anión que constituía la sal. Por ejemplo una solución de cloruro de sodio que atravieza una resina catiónica, será a su salida, una solución de ácido clorhídrico como resultado de la acción -de intercambio iónico entre la resina y la sal.

Es necesario poner en evidencia que éstos materiales de cambio iónico, tienen la virtud de mantenerse siempre activos y en consecuencia son susceptibles de regeneración. Su actividad es prácticamente indefinida, siendo posible obtener la regeneración con el simple -- uso de un ácido o de una base según el tipo de resina.

Para el caso que nos ocupa por ejemplo, por tratarse de una resina catiónica, se regenera con ácido clorhídrico al 4%.

Teóricamente, el mecanismo de acción se puede representar como sigue:

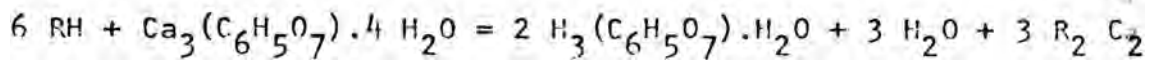


Donde:

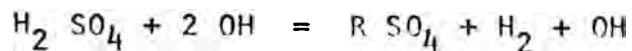
RH : Resina ácida

ROH : Resina básica.

Al aplicar este fenómeno a la eliminación de iones calcio que formando el citrato estuvieron presentes en el agua madre, ocurriría la siguiente reacción, por ejemplo:



De modo semejante en el tratamiento siguiente la eliminación del ión sulfato ocurriría teóricamente como sigue:



Los tipos de impurezas iónicas presentes, hacen indispensables en este caso del uso de intercambiadores tanto catiónicos como aniónicos.

4:1.18. TIPOS DE RESINA

Los elementos que definen el uso de las resinas, dependen de dos tipos de información:

- a) La naturaleza y propiedades de la impureza iónica a eliminar.
- b) Las propiedades de las resinas.

El primer tipo de información está definido en forma , en este trabajo y será establecido en forma específica mediante análisis in situ del agua madre.

El segundo tipo de información depende casi exclusivamente del fabricante o proveedor de la resina.

Sin embargo, el avance de esta ciencia aplicada ha permitido la existencia y difusión de datos generalizados en especial sobre los grupos de resinas y aplicaciones y propiedades definidas y diferentes. Hallamos así cuatro grupos generales de resinas (ver tabla 4)

- a) Resinas Catiónicas fuertes.- Son capaces de eliminar todos los cationes de las soluciones a tratar, muestran por lo general máxima selectividad por los cationes trivalentes y se regeneran con ácidos fuertes HCl o H₂SO₄ en un exceso de 200 a 300% de la

TABLA 4

Algunas Resinas de intercambio iónico comerciales

	<u>Rohm & Haas Amberlite</u>	<u>Dow Dowex</u>	<u>Sybron Ionac</u>	<u>Diamond Shamrock Duolite</u>
Anion resin				
Strongly basic (Quaternary ammonium functionality) Gel type	IRA-400	SBR	ASB-1	A-101D
	IRA-400C*	SBR-C*	ASB-1-C*	--
	IRA-402	SBR-P	ASB-1-P	A-109
	IRA-410	SAR	ASB-2	A-102D
	IRA-458 (Acrylic)	--	A-475	--
		Dowex 11	--	--
Macroreticular	IRA-900	MSA-1	A-641	A-161
	IRA-900C*	MSA-1 16/40*	A-641-C*	--
	--	--	A-642	--
	IRA-904	--	--	--
	IRA-910	--	A-651	A-162
IRA-938	--	--	--	
Weakly basic Gel type	IRA-47	WGR	A-305	A-30B
	IRA-49	--	--	A-340
	IRA-68 (Acrylic)	--	--	ES-374
Macroreticular	IRA-93	MWA-1	AFP-329	ES-368
	IRA-94	--	AFP-329	--
Cation resin				
Strongly acidic (Sulfonic acid functionality) Gel type	--	HCR-S	C-249	C-20
	IR-120+	HCR-W	C-249	--
	IR-122	HGR-W	C-250	--
	--	HGR	C-250	C-20x 10
	IR-124	HDR	C-255	C-20x 12
Macroreticular	200	MSC-1	CFP-110	ES-26
	200C*	MSC-1 16/40*	CFP-110-C*	--
	252	--	--	--
(REBIAMITE) Weakly acidic (Carboxylic functionality)	IRC-84	CCR-2	CC	C-433
	IRC-50S	--	CNN	--

Note: corresponding resins do not necessarily indicate equal quality or grade but are only intended as comparisons with respect to function and general grouping.

*Special grade for condensate polishing applications.

cantidad teórica necesaria.

b) Resinas Catiónicas débiles.- Son por lo general capaces de intercambiar iones hidrógeno por iones calcio y magnesio.

Se regeneran con ácidos fuertes HCl ó H_2SO_4 en un exceso de 110 a 120% de la cantidad regenerante teórica.

c) Resinas Aniónicas fuertes.- ^{deben} Son capaces de eliminar todos los aniones de las soluciones a tratar.

Muestran selectividad máxima por iones divalentes, se regeneran con álcalis fuertes.

d) Resinas Aniónicas débiles.- ^{deben} Eliminan aniones de ácidos fuertes solamente (Cl^- , SO_4^{2-} , NO_3^-) no pudiendo eliminar aniones de ácidos débiles (CO_3^{2-} , HCO_3^- , HSO_3^-). Se regeneran con una mayor eficiencia que las resinas aniónicas fuerte tanto con álcalis fuertes como álcalis débiles (Na_2CO_3 , NH_4OH).

4.1.19. DISEÑO Y OPERACION DE SISTEMAS DE INTERCAMBIO IONICO

Por lo común las resinas de intercambio iónico, son instalados en un depósito a presión vertical diseñado para permitir un contacto suficiente entre la resina y el agua. Un diseño típico se muestra en la figura IV-6. Los elementos necesarios son entonces: un depósito a presión con un volumen suficiente para permitir una expansión de la cama de resina, sistemas de distribución para ingreso de agua drenaje de agua y regenerante, así como tubería y válvulas adecuadas. Estos depósitos son por lo general de 1 a 7 pies de diámetro y de 4 a 12 pies de altura. La altura de la cama de resina debe ser un mínimo de 2 pies.

El ciclo de operación normal para un sistema convencional, con extracción del líquido tratado por la parte inferior del depósito, sería:

- 1.- Un ciclo de servicio con un flujo de 5 a 10 galones por minuto, por cada pie cuadrado de superficie de la cama.
- 2.- Lavado, para cuyo efecto el agua debe salir por la parte supe--

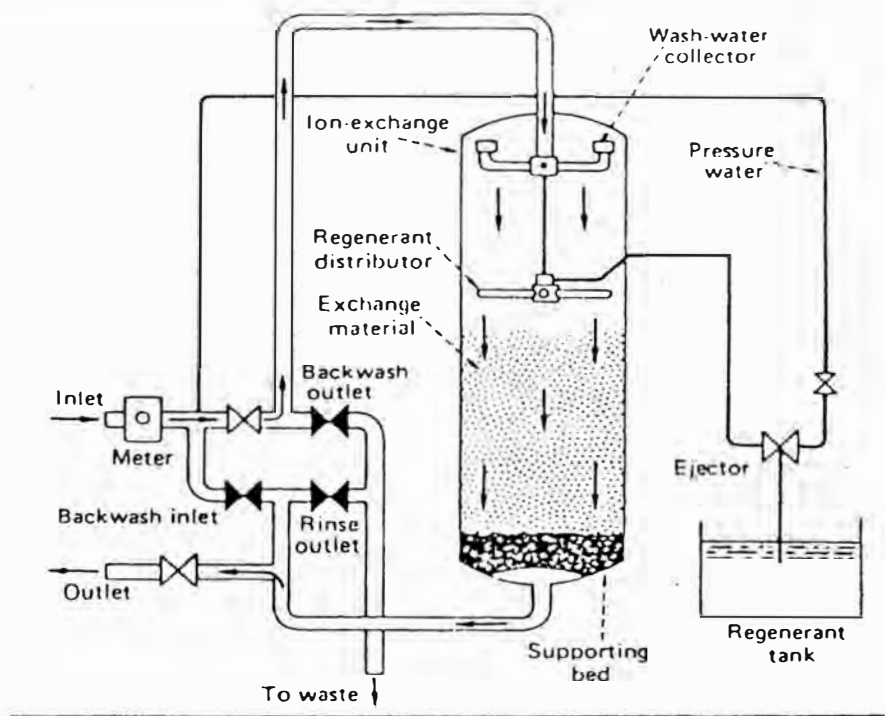


Figura IV-6

Típica unidad de intercambio iónico

rior del depósito, con un flujo de 5 a 7 galones por minuto por cada pie cuadrado de cama. Esta operación tiene como finalidad eliminar impurezas sólidas que al tiempo del intercambio iónico van quedando en la resina.

El flujo debe ser regulado para compensar los cambios en la temperatura del agua de lavado.

En general a bajas temperaturas del agua de lavado, se requieren bajos flujos y mayores flujos a altas temperaturas. En promedio el lavado que deberá prolongarse hasta que el agua efluente sea totalmente clara, puede durar unos 10 minutos.

- 3.- Regeneración, operación que normalmente se lleva a cabo haciendo fluir la sustancia química regenerante en el mismo sentido que el flujo del líquido a tratarse.

El tiempo de duración y el flujo de regenerante se deben tomar siempre como recomendación del fabricante de la resina.

- 4.- Enjuague, esta operación que tiene por objeto eliminar toda traza de regenerante que haya quedado de la operación anterior y se puede llevar a cabo con un flujo de agua limpia de 1 galón por minuto por cada metro cúbico de resina, aunque con 1.5 galones por minuto por unos 10 a 15 minutos se puede ahorrar tiempo pero a costa de un mayor flujo de agua y tal vez de una considerable pérdida de resina.

- 5.- Retorno al servicio.

Diseños alternativos usados con menor frecuencia, incluyen regeneración en contracorriente, salida del líquido tratado por la parte superior y sistemas continuos.

Los sistemas continuos permiten la eliminación y regeneración de una parte de la cama de resina. Estos sistemas tienen alguna ventaja en eficiencia, pero requieren de una operación más cuidadosa que los diseños tradicionales. La secuencia de operaciones en su conjunto necesarios para la operación de un sistema, se puede observar en las secuencias gráficas de la figura

IV-7

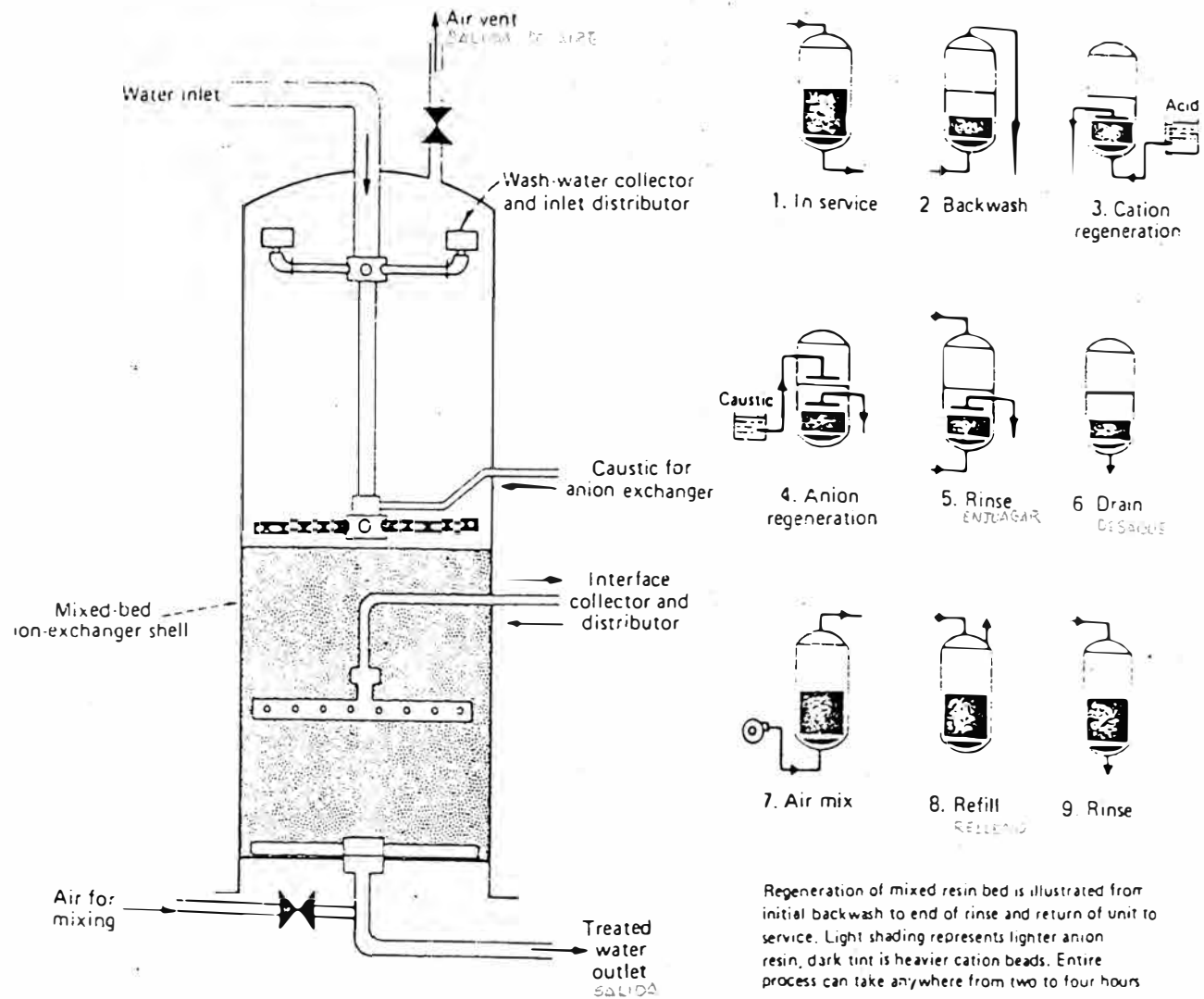


Figura IV.7

Intercambiador iónico de mezcla directa y secuencia de operaciones para regeneración de la resina.

4.1.20. CONCENTRACION Y CRISTALIZACION

La solución obtenida del tratamiento por intercambio iónico es un líquido de apariencia cristalina con un contenido de impurezas aproximadamente nulo. De acuerdo al artículo de MESSING y SCHMITZ su concentración oscilará alrededor del 22%, si la dilución del citrato de calcio y su posterior tratamiento han sido ejecutados de modo satisfactorio. En adelante todas las operaciones a que se someta el agua madre serán preparatorias para la cristalización. Antes de la cristalización, deberá decidirse si se va a producir ácido cítrico anhidro o hidratado. Si se desea obtener como producto final ácido cítrico monohidratado, la temperatura de cristalización deberá estar por debajo del punto de transformación que es de 36.6°C .

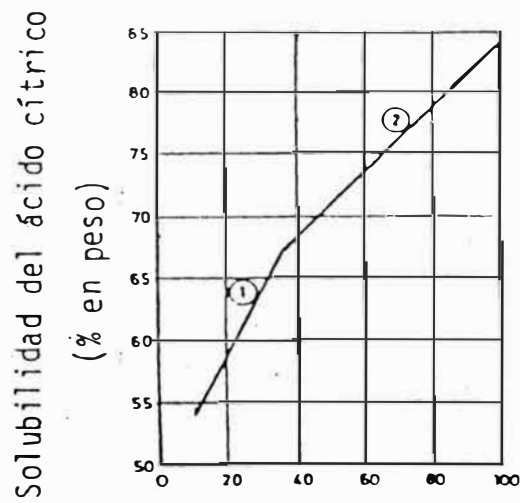
Eligiendo por ejemplo una temperatura de cristalización de 25°C la concentración de saturación resulta 62% en peso, como puede corroborarse en el diagrama de solubilidad (Fig.IV-8). Es fácil de inferir entonces que la solución debe ser evaporada hasta concentración de este orden antes de proceder a la cristalización.

La concentración por evaporación y la cristalización se operan por lo general, como un proceso continuo a fin de minimizar significativamente los gastos de operación, aunque coexisten los sistemas discontinuos que demandan mayores gastos y duplicación de operaciones.

En la práctica la secuencia de operaciones es la siguiente: La solución obtenida del intercambiador iónico es en primer término alimentada a un evaporador de dos etapas.

Este modelo de evaporador permite tanto la economía de vapor como mayor eficiencia del conjunto mediante el paso de vapor de la primera etapa al intercambiador de calor externo de la segunda etapa.

La solución concentrada obtenida en la primera etapa se alimenta a la segunda etapa a la cual llega en estado saturado. A fin de evitar la caramelización o cambio de color, se procura no exponer las



Temperatura (° C)----->

1 Acido Cítrico anhidro
2 Acido Cítrico hidratado

Figura IV-8

Solubilidad en agua del ácido cítrico
en función de la temperatura

soluciones a altas temperaturas o por largos períodos de tiempo. De este método es posible obtener un producto cristalino.

El concentrado obtenido en la segunda etapa del evaporador es alimentado en forma continua a un cristalizador provisto de un mecanismo de circulación forzada en el cual se generan los cristales de ácido cítrico.

Nuevamente de acuerdo a Messing y Schmitz, quienes pertenecen a la firma Standard Messo Duisburg de Alemania Federal, firma que ha tenido un significativo desarrollo tanto en equipos de cristalización en general como en la tecnología del ácido cítrico; en concreto la disminución de la temperatura; necesaria para llevar a la solución desde el estado en que sale del segundo evaporador hasta la temperatura de cristalización es realizada mediante un intercambiador de calor en la dirección del movimiento.

La cristalización ocurre como consecuencia de la fuerza impelente para la germinación y crecimiento constituida por la sobresaturación alcanzada durante la evaporación, la alimentación controlada de calor, y la circulación de la solución.

A través del control coordinado de la alimentación del concentrado y la salida de cristales unido al control de los demás parámetros es posible operar la cristalización como un proceso continuo.

Del cristalizador se obtiene una solución que contiene en suspensión los cristales, las cuales se suele separar en dos pasos: el primero consiste en sedimentar los cristales grandes en un condensador para recuperar los cristales pequeños en una segunda etapa que puede ser el paso de la solución a través de una centrífuga --cribada. La solución que ha dado lugar a los cristales pero que aún contiene ácido cítrico, es recirculada hacia el reactor de precipitación de citrato de calcio. Los cristales obtenidos son secados en frío para pasar a un tratamiento antiglutinante o directamente a la sección de envasado.

4.1.21. EQUIPO DE CONCENTRACION Y CRISTALIZACION

Además del artículo comentado en la sección anterior no existe (por lo menos en un considerable esfuerzo y utilizando todas las fuentes de información conocidas no ha sido hallado) información que detalle en forma precisa el tipo de cristalizador que se utiliza en esta industria, de modo que la selección del equipo apropiado dependerá por el momento de las recomendaciones que se puedan recibir del fabricante.

El cristalizador descrito por Messing y Schmitz, puede con mucha aproximación ser como el que aparece en la fig.IV-9. En este tipo de cristalizadores la solución madre es impulsada por una bomba de circulación a través de un intercambiador en el cual entrega el calor que necesita perder para cristalizar a un refrigerante.

Se le conoce en la industria como cristalizador Oslo de superficie enfriada.

Otro equipo de cristalización continua de gran capacidad y utilización económica de vapor, sería el representado en la fig.IV-10. Este es un sistema que utiliza enfriamiento por evaporación y puede constar de un menor número de etapas. Otra de sus ventajas sería la posibilidad de gobernar con cierta precisión el tamaño de los cristales a producirse.

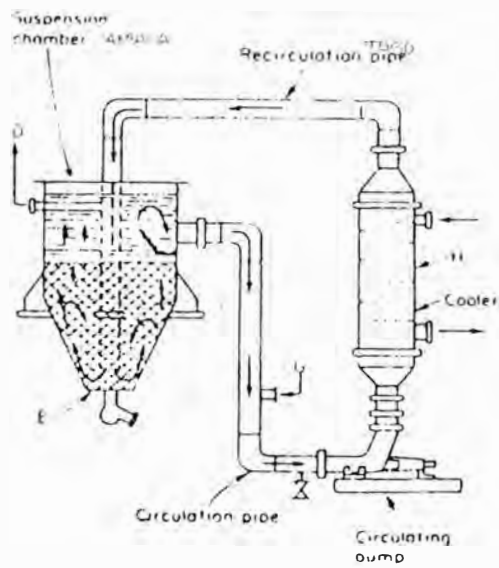


Figura IV-9

Cristalizador Oslo de superficie en
 friada (Unitech Division, Union Tank
 Car Co.)

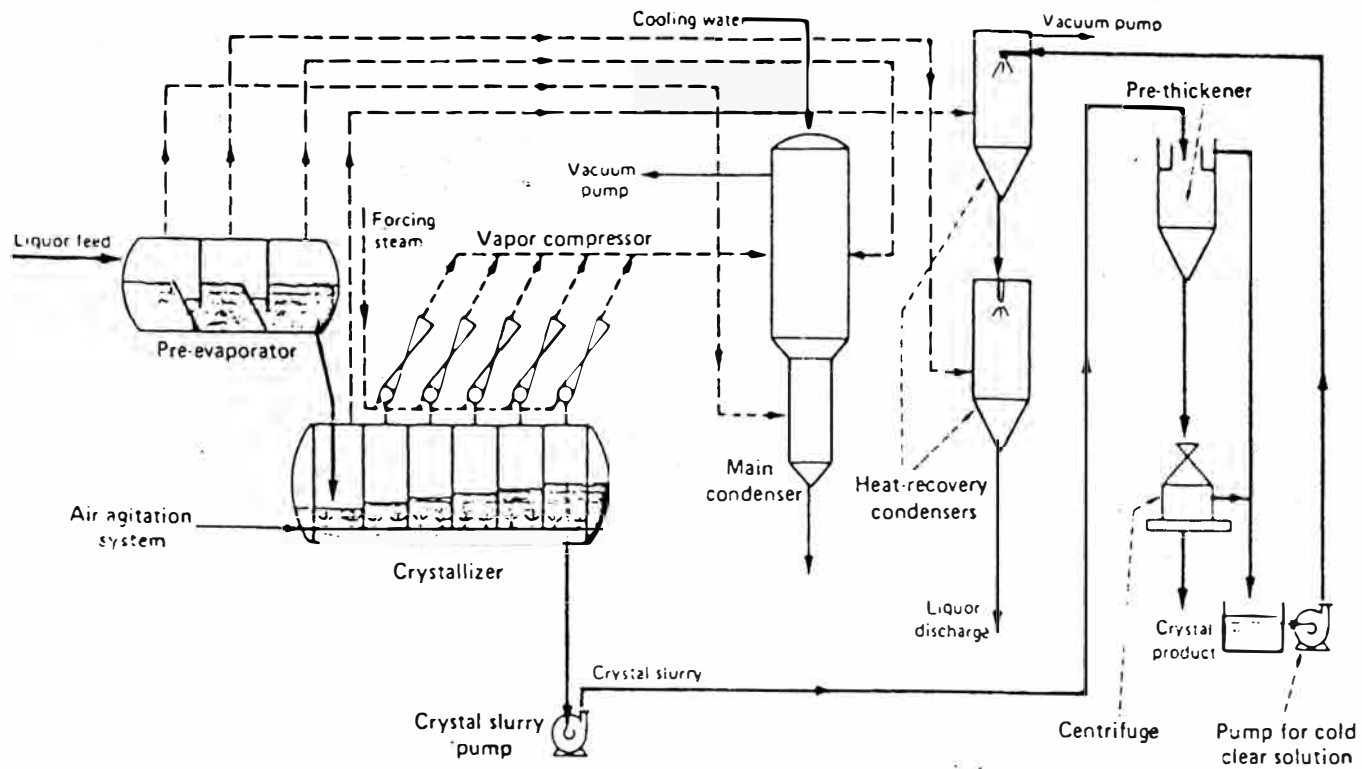


Figura IV-10

Sistema de cristalización por enfriamiento evaporativo en 5 etapas.
(standard Messo Duisburg, Alemania Federal)

4.2 DESCRIPCION DEL PROCESO SELECCIONADO

1. Almacenamiento del Zumo.- Se realiza en depósitos cerrados y sin aire sobre la superficie superior.
2. Fermentación Natural.- Se somete a un periodo de fermentación natural que puede durar entre 1 y 8 días, disminuyendo de esta forma en más del 55% la cantidad de azúcar
3. Purificación de los zumos filtrados.- Ciertas impurezas nocivas como las pectinas, deben separarse del jugo madre obtenido en la planta de aceites esenciales y transferido a la planta de ácido cítrico. Esta operación se logra - por adición de 1/4 a 1/5 de la cantidad total de cal necesaria para la neutralización completa, luego dejando - en reposo por unas dos horas.
Como resultado se obtiene el pectato de calcio que se precipita y es separado en el filtro.
La operación de filtrado se realiza mecánicamente en un filtro rotatorio al vacío y a través de una precapa de 4 pulgadas de espesor. La precapa es preparada con diatoma activa y agua.
4. Precipitación del Citrato de Calcio.- Es la operación más importante del proceso debido a la necesidad de una operación cuidadosa a fin de eliminar considerable pérdidas y evitar un producto final de baja calidad.
El ácido cítrico contenido en el jugo se precipita con - lechada de cal, debiendo estar ambas soluciones a la temperatura de ebullición, pues el citrato de calcio es mucho más soluble en agua fría que en caliente. Por eso, todas las operaciones que corresponden a esta fase deben efectuarse necesariamente mientras las soluciones están cercas al punto de ebullición.
En efecto, una carga determinada de jugo se llena en el reactor, donde se calienta con vapor directo hasta una -

temperatura no menor de 80°C.

La cantidad de calcio requerida para precipitar el ácido cítrico se calcula por análisis del jugo y conociendo la pureza de la cal.

Para cada 100 kilos de ácido cítrico se añaden 45 kilos de CaO ó 57 kilos de Ca(OH)₂ ó 80 kilos de CO₃Ca.

El 90% de calcio requerido se añade lentamente al jugo - en agitación constante en forma de lechada de cal a la temperatura de ebullición. La cal debe ser pura no debe contener nada de hierro ni magnesia pues el citrato magnésico es soluble.

Lo restante de ácido cítrico, se neutraliza con carbonato de calcio, más un ligero exceso con el fin de eliminar el hierro.

Para saber si la precipitación es completa se valora una porción medida contra NaOH 0.1 N, y con fenoltaleina como indicador.

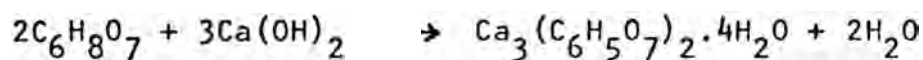
Cuando la precipitación llega a su punto final se calienta unos minutos hasta cerca a su punto de ebullición.

En estas condiciones el citrato de calcio se vuelve cristalino y se deposita rápidamente en el tanque, dejando un líquido amarillento que sobrenada el cual se separa.

El citrato residual se lava con agua hirviendo y se pasa por el filtro prensa a una temperatura cerca a los 100°C

La transferencia del citrato al reactor de descomposición debe ser inmediata ya que el citrato húmedo tiene una gran tendencia a fermentar y descomponerse en carbonato.

La reacción esta representada por la ecuación siguiente:

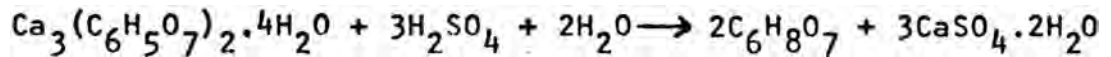


Acido
Cítrico

Lechada de
cal

Citrato de calcio

5. Descomposición del citrato de calcio.- Para esta parte del proceso se usa ácido sulfúrico de 30° Be. La reacción está representada por la ecuación siguiente:



La cantidad pesada del citrato de calcio se suspende en - aguas del lavado del yeso, calentando en el reactor hasta ebullición. Luego se añade lentamente el ácido sulfúrico acompañado de una agitación continua. Finalmente se hierve y se agita otros 30 minutos.

La descomposición del citrato se completa regularmente en unas 3 horas. La descomposición del citrato de calcio es completa cuando a una muestra de la mezcla filtrada se añade en partes iguales 5 ml. de la solución de cloruro - de calcio al 45% y después se calienta la mezcla durante unos minutos. Se debe notar sólo un débil precipitado de sulfato de calcio que indica un exceso no superior al 0.2% de ácido sulfúrico.

El yeso de la solución diluida de ácido cítrico se separa haciéndolo pasar a través del filtro prensa y finalmente se lava con agua fría en contra corriente.

Las primeras aguas de lavado se agregan a la solución de ácido cítrico y las aguas de lavado con menos de 5°Be se usan para poner en suspensión nuevas cargas de citrato de calcio.

6. Purificación del Acido Cítrico.- El ácido cítrico obtenido en la descomposición pasa a través de un filtro clarificador a fin de separar los materiales sólidos en suspensión, que puedan ensuciar fácilmente las resinas de los - intercambiadores iónicos.

El ácido cítrico clarificado contiene algunas impurezas -

catiónicas tales como:

Ca^{++} , Fe^{++} , Cu^{++} , Pb^{++} , Sn^{++} et, y algo de impurezas aniónicas tales como $\text{SO}_4^{=}$ proveniente del H_2SO_4 , sulfatos solubles en tuberías tanques y cenizas minerales ocluidos.

Para eliminar aquellas impurezas se pasa la solución de ácido cítrico a través de intercambiadores iónicos, un procedimiento científico desarrollado durante la última década del siglo.

La solución de ácido cítrico libre de las impurezas cationicas y aniónicas todavía contiene impurezas de origen orgánico que le dá una coloración turbia. Para eliminar estas sustancias indeseables se trata con carbón con 100% de actividad y un ph, menos de 4, acompañado por una agitación continua y a una temperatura cerca a la ebullición.

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

7. Evaporación y Cristalización.- La solución de ácido cítrico se concentra facilmente al vacío y luego se cristaliza. El producto obtenido constituido por dos fases sólido y líquido, se transfiere a a la centrífuga donde se separan los sólidos del líquido.

La fase sólida es lavada con agua fría y transferida al al secador, en tanto que la fase líquida es retornada al tanque siguiente al filtro rotatorio de vacío.

8. Secado.- El secador rotatorio es del tipo ligeramente inclinado y calentado indirectamente con vapor.

La alimentación se efectúa por el extremo superior y des carga por el extremo inferior en forma continúa.

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 este se

co justamente antes de ser descargado.

9. Tamizado.- El tamizador utilizado para clasificar, por tamaño del ácido cítrico seco, es un equipo vibratorio provisto de tres malla, de las que se 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

Como puede apreciarse en el cuadro, los cristales de ácido cítrico retenidos en la malla, y los cristales pasados a través de la malla 100, son llamados técnicamente sobre tamaños y sub-tamaños respectivamente. Estos productos son recirculados y disueltos en el tanque clarificador para luego ser procesado.

10. Embalaje.- Los dos productos granular y fino, pueden ser envasados separadamente o mezclados de acuerdo a los requerimientos del mercado. El pesado y el envasado se efectúa en bolsa de 5 pliegues más una lámina impermeabilizada con polietileno y una masa de 50 kilos por bolsa.

4.2.1 Selección de Equipos y Especificaciones

El hecho de producir ácido cítrico, obviamente está indicando que este proceso requiere el uso de equipos inoxidables tipo 316 - ó 304.

La selección y las especificaciones fueron realizadas en base al Balance de masa; en general, con una base de 1000 kg. de jugo.

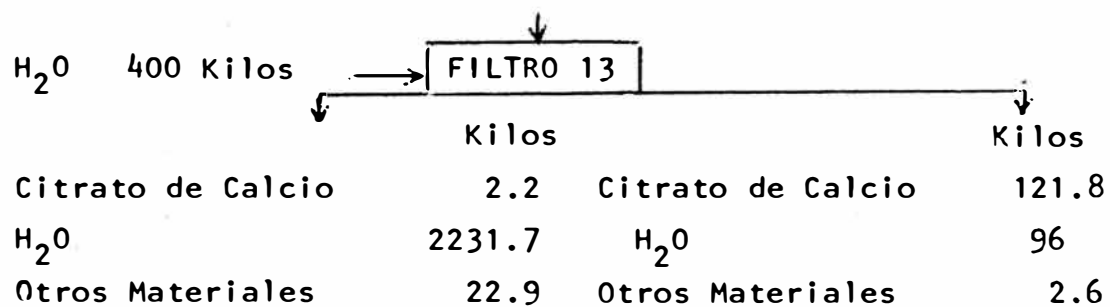
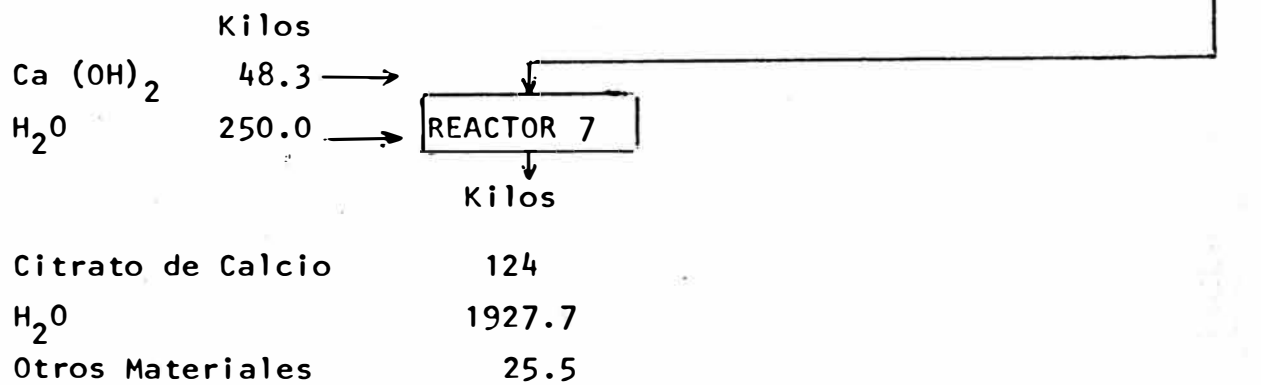
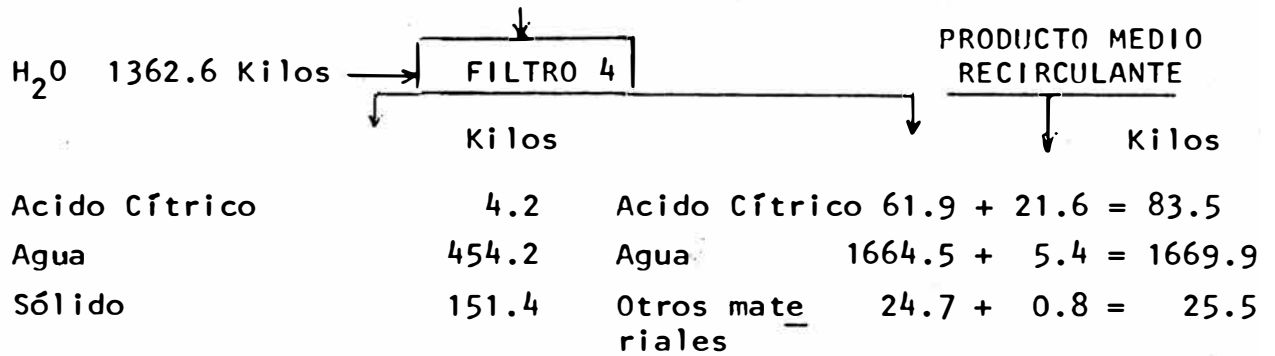
Se ha detallado el diseño de los Reactores Enchaquetados tipo Batch; el Evaporador - Cristalizador, las Unidades

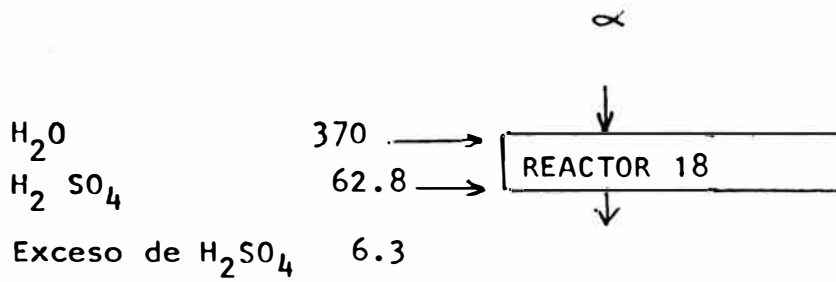
BALANCE DE MATERIALES DE LA PLANTA DE ACIDO CITRICO

A PARTIR DEL JUGO DE LIMON (EN BASE DE CALCULOS -

1000 KG.DE JUGO)

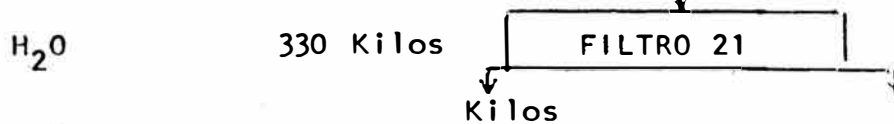
	MATERIA PRIMA	
	Kilos	% Peso
Jugo con carne	1000	100
H ₂ O	756.1	75.6
Sólidos	151.4	15.2
Acido Cítrico	66.1	6.6
Otros Materiales	26.4	2.6



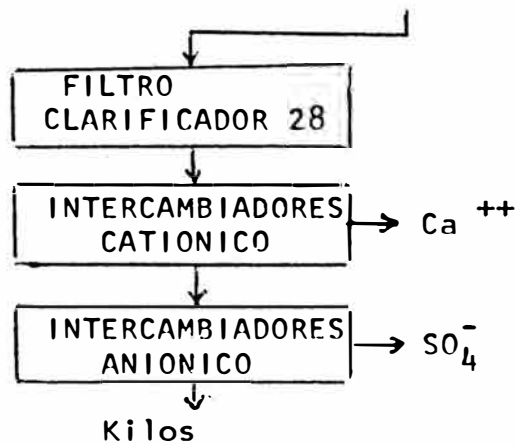


Kilos

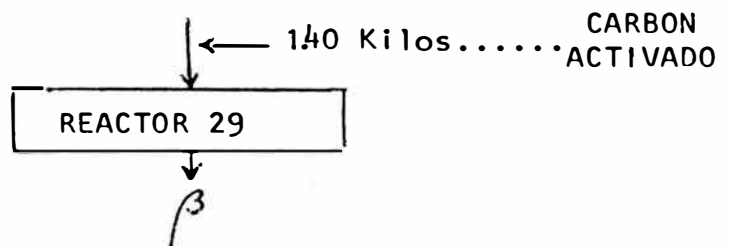
Acido Cítrico	82.0
H_2O	458.3
$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	110.2
H_2SO_4 (Exceso)	6.3
Otros Materiales	2.6

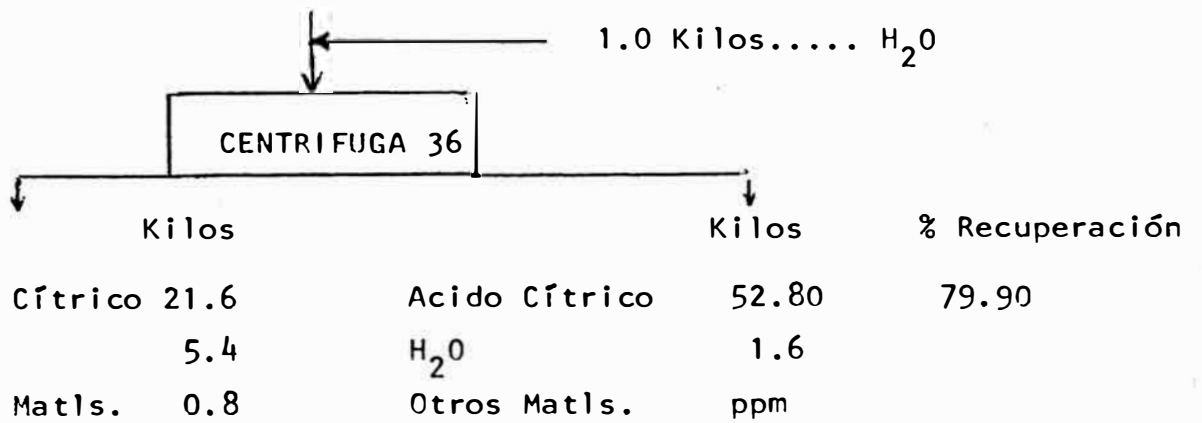
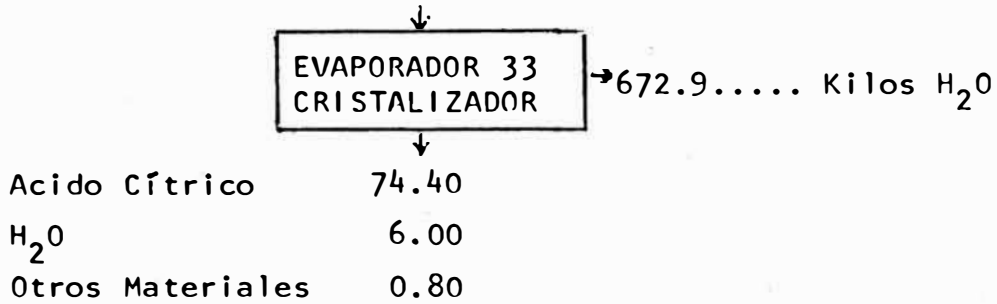
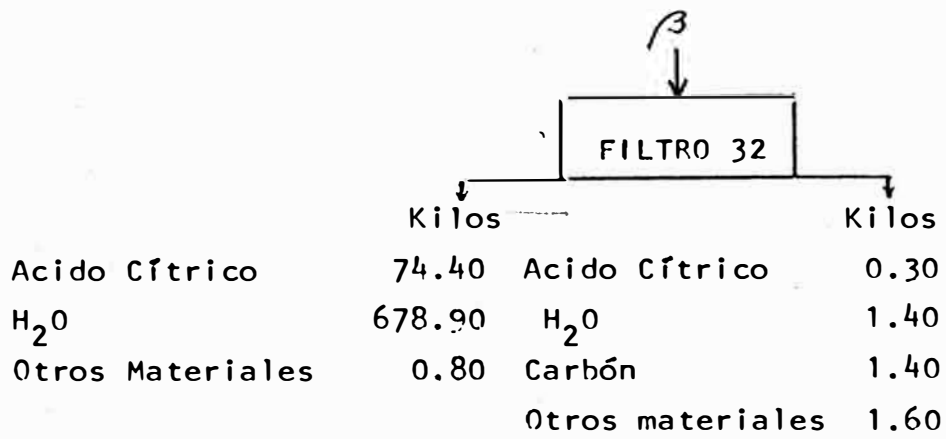


Acido Cítrico	1.9	Acido Cítrico	80.1
H_2O	108.0	H_2O	680.3
$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	106.2	$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	2.0
		H_2SO_4	6.3
		Otros Matls.	2.6



Acido Cítrico	74.7
H_2O	680.3
Otros Materiales	2.6





PRODUCTO MEDIO
RECIRCULANTE

PRODUCTO FINAL



de Intercambio Iónico.

Para los demás equipos se ha considerado especificaciones de algunos catálogos.

En este capítulo, cada equipo está designado con un ítem específico, sus características y el objetivo de este.

Posteriormente en el anexo se detalla todo lo concerniente a los cálculos.

4.2.2 REACTOR ENCHAQUETADO CON AGITADOR

(ITEM No.7 - 8)

Objetivo.- En el reactor se lleva a cabo la precipitación del citrato de calcio, originada por la adición de la lechada de cal a la solución que contiene ácido cítrico.

Característica.-

Flujo de alimentación	:16,296 lt/hr.
Capacidad	4,000 galones
Potencia	25 Hp.
Agitador	con motor
Material	acero inoxidable
Forma	cilindrica
Presión	atmosférica
Temperatura de reacción	80°C.
Area disponible	86.38 ft ²
Diámetro del recipiente	10 ft
Profundidad del recipiente	10 ft
Juego o espacio libre en el fondo	2 ft
Tipo	BATCH

4.2.3 REACTOR ENCHAQUETADO CON AGITADOR PARA DESCOMPOSICION DEL CITRATO DE CALCIO (ITEM 18)

Objetivo.- Es la liberación del ácido cítrico por adición de H_2SO_4 al citrato de calcio

Características.-

Flujo	5173 lt/hr
Capacidad	2500 galones
Potencia	10 Hp
Material	Acero inoxidable
Forma	Cilindrica sin tapa
Area disponibles	50.26 ft ²
Profundidad del recipiente:	8 ft
Diámetro del recipiente	8 ft
Juego o espacio libre en el fondo	: 1.6 ft

4.2.4 REACTOR ENCHAQUETADO CON AGITADOR (ITEM 29 - 30)

Objetivo.- Es la de eliminar las impurezas de origen orgánico por medio de la adsorción con carbón activado, con 100% de actividad y un ph menor que cuatro; mediante una agitación continua y a una temperatura muy próxima a la ebullición.

Características.-

Flujo	5954.35 lt/hr
Capacidad	10,000 galones
Potencia	50 Hp
Agitador	Con motor
Material	Acero inoxidable 316
Forma	Cilindrica sin tapa

Tiempo de trabajo	4 horas y 6 ciclos/día sincronizado con el evaporador cristizador
Area disponible	113 ft ²
Diámetro del recipiente	12 ft
Altura del recipiente	12 ft
Juego o espacio libre en el fondo	: 2.4 ft

4.2.5 EVAPORADOR - CRISTALIZADOR (ITEM 33 - 34)

Objetivo.- Es la de evaporar el agua que ingresa con el ácido cítrico, en un contenido de 90%, disminuyendo finalmente hasta el 6%. Las condiciones de la alimentación están indicadas en el proceso.

Características.-

Flujo	13,045 lb/hr
Evaporación total	11,640 lb/hr
Tiempo operacional	4 horas
Temperatura de entrada	55°C
Temperatura de cristalización	36.6°C
(W5) Flujo de vapor necesario	13,303 lb/hr
Area	2420 ft ²
Volumen	7000 galones
Número de efectos	5
Material	Acero inoxidable

4.2.6 INTERCAMBIADOR IONICO (ITEM 25 - 26)

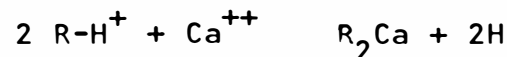
Objetivo.- El intercambiador catiónico remueve cationes tal como Ca^{++} , Fe^{++} , Cu^{++} , Pb^{++} , Sn^{++} de la solución de ácido cítrico.

El intercambiador aniónico remueve aniones tal como $\text{SO}_4^{=}$ proveniente del H_2SO_4 , sulfato solubles y cenizas minerales de la solución de ácido cítrico.

Mecanismo de Acción.-

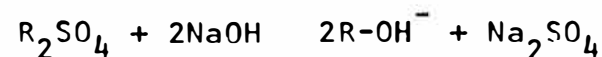
Separación Catiónica (Resina Acida R-H⁺)

(Resina catiónica ciclo hidrogeno)



Cuando ocurre el desgaste (o sea la disminución del control del ión hidrógeno, se regenera el intercambiador con ácido clorhídrico al 3.4% *34%*

Separación Aniónica (Resina Básica R-OH⁻)



Se regenera con hidróxido de Sodio al 50%

Características.-

Unidad Catiónica

Volumen de la Pesina <u>Am</u>	
berlite IRC-84	: 225 ft ³ <i>175</i>
Altura Recta	: 9 ft
Diámetro	: 5.5 ft
Material	: Acero

Unidad Aniónica

Volumen de la Resina <u>Am</u>	
berlite IR-120	: 143 ft ³

A-402

Altura Recta	19 ft
Diámetro	5 ft
Material	Acero

4.2.7 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL JUGO (ITEM No.2)

Objetivo.- Es la de almacenar el jugo de limón proveniente de la planta de aceite esencial

Características.-

Velocidad de alimentación:	7,845 kg jugo/hr.
Tiempo de residencia	24 horas
Capacidad del tanque	49,934 galones
Material	Acero inoxidable 316
Forma	Cilíndrica con tapas

4.2.8 TANQUE PARA EL FILTRADO (ITEM No.6)

Objetivo.- Es la de almacenar el líquido constituido por el agua y el ácido cítrico proveniente de la operación de filtrado.

Características.-

Flujo	13,956.25 lt/hr.
Tiempo de residencia	2 horas
Capacidad del tanque	7375 galones
Material	Acero inoxidable 316
Forma	Cilíndrica con tapas

4.2.9 TANQUE PARA EL HIDROXIDO DE CALCIO (ITEM No.10 - 11)

Objetivo.- Es la de mezclar el óxido de calcio con agua

Características.-

Flujo	2340 kg/hr
Tiempo de residencia	8 horas
Capacidad	4946 galones
Material	Acero
Forma cilíndrica	Sin tapa
Potencia recomendada	25 Hp

4.2.10 TANQUE PARA EL ACIDO SULFURICO (ITEM No.17)

Objetivo.- Es la de almacenar el ácido sulfúrico para luego ser utilizado en el proceso de liberación del ácido cítrico

Características.-

Flujo	298.11 lts/hr
Tiempo de residencia	1.82 kg/lit x
Capacidad	4726 galones
Material	Acero
Forma	Cilíndrica con tapa

4.2.11 TANQUE PARA EL FILTRADO DE ACIDO CITRICO (ITEM No.24)

Objetivo.- Es la de almacenar la solución filtrada conteniendo ácido cítrico y aguas del lavado con - menos de 5° Be de H_2SO_4

Características.-

Flujo	8639.70 lts/hr
Tiempo de residencia	1 hora
Capacidad	2642 galones
Material	Acero inoxidable 316
Forma	Cilíndrica sin tapa

4.2.12 TANQUE PARA ALMACENAMIENTO DE AGUA (ITEM No.43)

Objetivo.- Es la de almacenar el agua requerida para su ministro de las diferentes unidades del proceso.

Características.-

Flujo: Agua para el caldero	: 15,510 lt/hr
Agua para el filtro #4	: 10,690 lt/hr
Agua para el Reactor #7	: 1962 lt/hr
Agua para el filtro #13	: 3138 lt/hr
Agua para el Reactor #18	: 2903 lt/hr
Agua para el filtro #21	: 2589 lt/hr
Agua para centrífuga	: 8 lt/hr
Total	: 36,800 lts/hr

Tiempo de residencia	: 8 horas
Capacidad	: 79,261 galones
Material	: Acero
Forma cilíndrica	: Sin tapa

4.2.13 TANQUE PARA EL PETROLEO INDUSTRIAL No.6 (ITEM No.50)

Objetivo.- Es la de almacenar el petróleo utilizado como combustible en el caldero

Características.-

Flujo	: 2675 lts/hr
Tiempo de residencia	: 24 horas
Capacidad	: 42,740 galones
Material	: Acero
Forma cilíndrica	: Con tapa

4.2.14 TANQUE PARA EL ACIDO CLORHIDRICO (ITEM No.52)

Objetivo.- Es la de almacenar el ácido clorhídrico al -- 34%, utilizado para la regeneración de la resina en el intercambiador catiónico.

Características.-

Flujo	5.22 lts/hr.
Densidad	1.17 kg/lts
Tiempo de residencia	20 hr/día
Capacidad	2642 galones
Material	Acero forrado con jebe
Forma	Cilíndrica con tapa

4.2.15 TANQUE PARA LA SODA CAUSTICA (ITEM No.54)

Objetivo.- Es la de almacenar la soda cáustica al 50%, - utilizado posteriormente en la regeneración - de la resina en el intercambiador aniónica.

Características.-

Flujo	5.30 lts/hr.
Tiempo de residencia	20 Hr/día
Capacidad	2642 galones
Material	Acero
Forma	Cilíndrica con tapa

4.2.16 TANQUE PARA PREPARAR LA PULPA DE DIATOMITA (ITEM No.57)

Objetivo.- Es la de preparar la diatomita en agua, para que se utilice en el filtro rotatorio al vacío como precapa del filtro.

Características.-

Capacidad del tanque	2500 galones
Potencia	20 Hp
Agitador	Con motor
Forma	Cilíndrica sin tapa
Material	Acero

4.2.17 BOMBA DE DESCARGA DEL JUGO (ITEM No.1)

Objetivo.- Es la de transportar el jugo proveniente de la planta esencial al tanque No.2

Características.-

Flujo	7,845 lt/hr.
Capacidad de la bomba	550 GPM
Potencia máxima absorbida :	17 Hp
Succión	125 mm.
Descarga	100 mm.
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.18 BOMBA PARA EL FILTRO ROTATORIO (ITEM No.3)

Objetivo.- Es la de transportar el fluído del tanque No. 2 al filtro No.4

Características.-

Flujo	7,845 lt/hr
Capacidad	356 PM 30 GPM
Potencia máxima absorbida :	2.8 Hp
Succión	80 mm
Descarga	50 mm.
Tipo	Centrífuga
Material	: Acero inoxidable
Velocidad	1740 RPM

4.2.19 BOMBA DEL REACTOR (ITEM No.5)

Objetivo.- Es la de transportar el fluído del tanque al Reactor No.7

Características.-

Flujo	13,957 lt/hr
Capacidad	246 GPM
Potencia máxima absorbida :	5.7 Hp
Succión	80
Descarga	50
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.20 BOMBA PARA EL FILTRO PRENSA (ITEM No.12)

Objetivo.- Es la de transportar el citrato de calcio al filtro prensa No.13

Características.-

Flujo	19,197 lt/hr
Capacidad	90 GPM
Potencia máxima absorbida:	3 HP
Succión	65 mm
Descarga	40 mm
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.21 BOMBAS (ITEM No.20 - 23)

Objetivo.- Transporte del fluido del Reactor No.2 al filtro prensa No.21

Transporte de la solución filtrada al tanque de almacenamiento No.24

Características.-

Flujo	7759 lt/hr
Capacidad	70 GPM
Potencia máxima absorbida:	3 HP
Succión	65 mm.
Descarga	40 mm.
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.22 BOMBA PARA LOS INTERCAMBIADORES IONICOS (ITEM No.27)

Objetivo.- Es la de transportar del tanque No.24 al filtro clarificador No.28

Características.-

Flujo	6051 lt/hr
Capacidad de la bomba	: 30 GPM

Potencia máxima absorbida :	2.8 HP
Succión	80 mm
Descarga	50 mm
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.23 BOMBA PARA EL EVAPORADOR-CRISTALIZADOR (ITEM No.31)

Objetivo.- Es la de transportar el fluído del Reactor Item No.29 al evaporador cristalizador del item No.34

Características.-

Flujo	5915 lt/hr
Capacidad	210 GPM
Potencia máxima obsorvida :	5.7 HP
Succión	80 mm.
Descarga	50 mm.
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.24 BOMBA PARA LA CENTRIFUGA (ITEM No.35)

Objetivo.- Es la de transportar el ácido cítrico húmedo a la centrífuga

Característica.-

Flujo	645 kg/hr.
Densidad del ácido cítrico	1.5 hasta 1.7 kg
Capacidad	2 GPM
Potencia de la bomba	1/3 HP
Tipo	Centrífuga
Material	Acero inoxidable

4.2.25 BOMBA VERTICAL PARA EL POZO (ITEM No.40)

Objetivo.- Es la de transportar el fluído del pozo a la planta.

Características.-

Flujo	36,800 lt/hr
Capacidad	400 GPM
Potencia máxima absorbida :	17 HP
Succión	125 mm
Descarga	100 mm
Velocidad	1740 RPM
Material	Acero maleable
Tipo	Vertical

4.2.26 BOMBA PARA AGUA PURIFICADA (ITEM No.44)

Objetivo.- Es la de transportar el fluído del equipo No 43 al equipo No.45

Características.-

Flujo	36,800 lt/hora
Capacidad	200 GPM
Potencia máxima absorbida :	14 HP
Succión	125 mm
Descarga	80 mm
Velocidad	1740 RPM
Tipo	Centrífuga (etapa simple)
Material	Acero

4.2.27 BOMBA PARA AGUA AL CALDERO (ITEM No.46)

Objetivo.- Es la de transportar el agua del desaireador al caldero.

Características.-

Flujo	15,510 lt/hr
Capacidad de la bomba	80 GPM

Potencia máxima absorbida :	9 HP
Succión	65 mm
Descarga	40 mm
Velocidad	3450 RPM
Tipo	Centrífuga (múltiple etapa)
Material	Acero

4.2.28 BOMBA PARA EL PETROLEO INDUSTRIAL No.6 (ITEM No.49)

Objetivo.- Es la de transportar el petróleo con la finalidad de que funcione el caldero.

Características.-

Flujo	2674 lt/hr.
Capacidad	30 GPM
Potencia máxima absorbida :	1 HP
Tipo	Rotativa de engranaje
Material	Acero - Bronce

4.2.29 BOMBA PARA EL ACIDO CLORHIDRICO (ITEM No.53)

Objetivo.- Es la de transportar el ácido clorhídrico de 34% al intercambiador catiónico respectivo.

Características.-

Flujo	5.22 lt/hr
Capacidad de la bomba	100 GPM
Potencia máxima absorbida	9 HP
Succión	65 mm.
Descarga	40 mm.
Velocidad	3450 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero con forro - de jebe

4.2.30 BOMBA PARA SODA CAUSTICA (ITEM No.55)

Objetivo.- Es la de transportar la soda cáustica al -
50% al intercambiador aniónico respectivo.

Características.-

Flujo	5.30 lt/hr
Capacidad de la bomba	70 GPM
Potencia máxima absorbida :	5.5 HP
Succión	50 mm
Descarga	32 mm
Velocidad	3450 RPM
Tipo	Centrífuga
Material	Acero

4.2.31 FILTRO ROTATORIO AL VACIO CON ACCESORIOS (ITEM No.4)

Objetivo.- Es la de separar los sólidos, existentes en el flujo de alimentación; utilizando como medio filtrante la diatomita, pero desechando este sólido y aprovechando el agua y el ácido cítrico.

Características.-

Flujo	7,845 kg/hr
Area	100 ft ²
Material	Acero inoxidable
Potencia del motor de la Bomba de vacío	10 HP
Potencia del motor del filtro	3 HP
Potencia del motor de la bomba del filtro	3 HP
Diatomita requerida	110.38 TON/AÑO

4.2.32 FILTRO PRENSA (ITEM No.13)

Objetivo.- * Es la de filtrar el citrato de calcio (sólido) que será utilizado en el Reactor - 18.

Características.-

Flujo de sólido	955.52 kl/hr
Flujo de líquido	17,706 lt/hr
Densidad del citrato de calcio	50 kl/ft ³
Capacidad del filtro	20 ft ³
Area	240 ft ²
No. de placas	80

4.2.33 FILTRO PRENSA (ITEM No.21)

Objetivo.- Es la de separar el sulfato de calcio (relave) de la solución de ácido cítrico, ácido sulfúrico y agua que posteriormente pasará a los intercambiadores iónicos.

Características.-

Flujo total	761.84 kl/hr
Flujo líquido	6897.32 kl/hr
Flujo sólido	864.52 kl/hr
Densidad	50 lb/ft ³
Capacidad del filtro	17 ft ³
Area	240 ft ²
No. de placas	80

4.2.34 FILTRO CLARIFICADOR (ITEM No.28)

Objetivo.- Es la de filtrar las impurezas sólidas existente en el ácido cítrico y el agua, estas son: pocas partículas de sulfato de calcio.

Características.-

Flujo	6050.85 lt/hr
Capacidad	58.6 GPM
	65.0 GPM
Area	100 ft ²

4.2.35 FILTRO PARA CARBON (ITEM No.32)

Objetivo.- Es la de filtrar el carbón, proveniente del Reactor Item No.30

Características.-

Flujo : 5954.35 lt/hr
Capacidad : 30 GPM

4.2.36 CENTRIFUGA TIPO CANASTA BASQUET CON PERFORACIONES (ITEM No.36)

Objetivo.- Es la separación de los sólidos de ácido cítrico del agua existente en pequeñísima cantidad, posteriormente se lava con agua fría

Características.-

Flujo : 645 kl/hr
Densidad aparente del ácido cítrico : 25 kl/ft³
Tiempo de operación : 1 hora
Capacidad de la centrifuga : 10 ft³
Velocidad : 1700 RPM
Potencia de motor estimado : 2.7 HP
Dimensiones : 595 mm x 1120 mm x 900 mm
Material : Acero inoxidable

4.2.37 CLASIFICADOR PARA 4 TAMAÑOS (ITEM No.58)

Alimentador anhidro :

$\frac{52.80 \text{ kls}}{1,000 \text{ kls}} \times 7.845 \text{ kls/hr} =$

414.21 kg/hr. = 500 kg/hr.

Potencia : 2 HP

4.2.38 ENVASADOR Y SECADOR (ITEM No. 38 - 39)

Alimento : 500 Kg/hr
Potencia : 2 HP

4.2.39 COMPRESORA (ITEM No. 61)

Capacidad : 18 ft³/min.
Potencia del motor : 2 HP

4.2.40 SECADOR Y FILTRO DE AIRE

Capacidad : 18 ft³/min.

4.2.41 SECADOR ROTATORIO (ITEM No. 37)

Alimento : 584 KI/hr
Capacidad : 1286 Lb/hr

4.2.42 CALDERO

Potencia : 900 HP/hr

· C A P I T U L O V

C A P I T U L O V

INVERSION

5.1 OBJETIVO

Es maximizar, beneficios netos.

La razón de toda inversión tiene su inicio en la decisión de llevar adelante un proyecto de inversión.

El capítulo de inversiones como parte del proyecto es con el objeto de presentar en términos monetarios el valor de los diferentes recursos asignados al proyecto en la etapa del estudio.

Definición.- Inversión es todo gasto que se efectúa en unidad de tiempo en la adquisición de determinados recursos para la implementación de una nueva unidad de producción, el mismo que en el transcurso del tiempo va a permitir tener flujos de beneficios.

Es una parte del ingreso que se destina a la compra de bienes o servicios ya sea tangibles o intangibles en el proceso de producción para incrementar el capital fijo, con los cuales el proyecto producirá bienes y servicios durante la vida útil del proyecto.

Esquema de la inversión:

- a.- Inversión fija
- b.- Capital de trabajo

5.1.1 INVERSION FIJA

Es la utilización de recursos variados que por si no tiene necesidad de ser transados en forma continúa durante la vida útil del proyecto, sólo en el momento de su adquisición o transferencia a terceros, que una vez adquirido son reconocidos como patrimonio físico o capital fijo de la empresa o proyecto, siendo incor

**INVERSION
FIJA**

TANGIBLES

- Recursos Naturales { Recursos Mineros
Pesqueros, agro-
pecuarios, petro-
líferos.
- Terrenos
- Edificios
- Construcciones
- Equipos diversos { Maquinarias
Herramientas
Muebles
Enseres
Vehículos
- Infraestructura { Instalaciones de
agua, vapor, eléc-
tricidad, gas lu-
bricante, basura.

INTANGIBLES

- Trabajo de investigación
- Estudios afines
- Tecnología e ingeniería
- Organización y Administración
- Funcionamiento o puesta en marcha
- Intereses durante la construcción
- Derechos { Legales, de llave
- Obligaciones { Seguros
Intereses
Patentes

porados a la nueva unidad de producción hasta su posible extinción ya sea por depreciación u obsolescencia o hasta su agotamiento o liquidación de los recursos naturales.

COMPONENTES DE LA INVERSION FIJA

a) Recursos naturales

Son reconocidos como patrimonio físico del proyecto cuando se trata de proyectos específicos de explotación de los diferentes recursos naturales existentes y desarrollo de la misma son considerados como parte de la inversión financiera en capital fijo.

b) Edificios y Construcciones

El costo de los edificios y construcciones son cotizados y obtenidos conociendo las especificaciones realizadas en la etapa de tecnología o ingeniería del proyecto, donde se consideran todas las alternativas posibles en relación al tamaño y localización.

c) Equipos diversos

Tales como maquinaria, herramientas, muebles, enseres y vehículos, son cotizados y adquiridos de acuerdo a las especificaciones realizadas en el capítulo de ingeniería del proyecto.

En caso de ser importados, deben ser detallados en precio FOB, CIF y puesta en planta.

d) Infraestructura

Los costos o gastos realizados en infraestructura e instalación de servicios de agua y desague, vapor, energía eléctrica, gas y otros como lubrican

tes y basura, son considerados como inversiones necesarias para que entre en funcionamiento un proyecto.

e) Trabajo de Investigación y Estudios Afines

Estos componentes por lo general no son incluidos en el costo del proyecto, en caso de estar incluido es asignado entre los costos de operación que dentro de la estructura financiera es conocido como "Amortización de Cargos Diferidos".

f) Tecnología y Administración

Los costos por servicio de tecnología y administración como de otros servicios tales como: supervisión, patentes, licencia, regalía, seguros, intereses, derecho de llave y derechos legales, que por lo general son realizados durante el montaje de la planta, o instalaciones diversas, comprenden todos los pagos realizados o por realizar en servicios técnicos y de administración, que son necesarios en la etapa inicial del funcionamiento del proyecto.

Para efectos de presentación, se puede realizar la estimación de los rubros en forma global, registrando como reserva para amortización de cargos diferidos.

g) Puesta en marcha

Son costos que son considerados como pérdidas de operación que a pesar de todo son necesarios para probar la instalación de equipos varios y poner en funcionamiento el aparato productivo en forma satisfactoria, cuya aprobación estará a cargo de varios ingenieros especialistas en la materia.

5.1.2 CAPITAL DE TRABAJO

Es el conjunto de recursos reales y financieros que forman parte del patrimonio del proyecto, que son - utilizados como activos corrientes para la operación normal de la planta durante un ciclo productivo. Ver anexo 3.

COMPONENTES DEL CAPITAL DE TRABAJO

a) Existencias

Son patrimonios del proyecto que están conformados por los recursos realizados del activo corriente.

b) Recursos Disponibles

Son los recursos financieros cuya disponibilidad puede mantenerse dentro del proyecto (a través - de caja chica) o fuera de ella, a través de cuentas bancarias o depósitos a corto plazo. Ver Anexo.

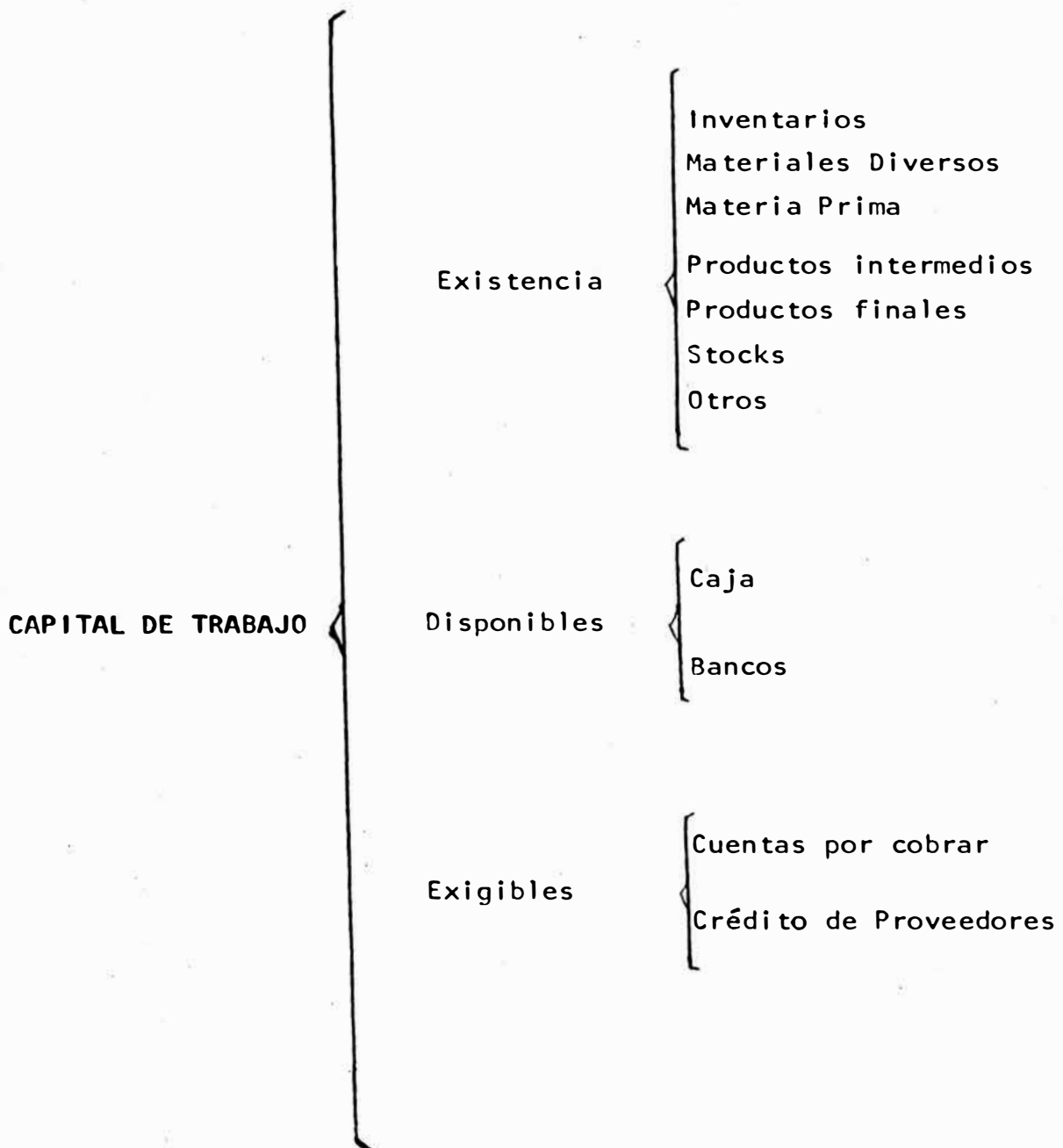
c) Recursos Exigibles

Son patrimonios del proyecto, cuyos recursos han sido transferidos por un período de tiempo establecido entre el acreedor y deudor, para su devolución posterior.

5.1.3 PROGRAMA DE INVERSION

Es la declaración previa, que realiza el proyecto sobre las inversiones necesarias en la construcción e instalación del proyecto (inversión fija) y en la - etapa de funcionamiento (capital fija) y en la etapa de funcionamiento (capital de trabajo).

INVERSION A CORTO PLAZO .- Realizado para un período



CUADRO V - 1

COSTO DE EQUIPOS (en US\$)

ITEM	EQUIPOS	TAMAÑO	COSTO
1	Bomba de descarga del Jugo	550 GPM	1,951
2	Tanque para el Jugo	50,000 Gal	37,073
3	Bomba para el filtro rotatorio	35 GPM	400
4	Filtro rotatorio de vacío	100 p2	30,000
5	Bomba del reactor	246 GPM	1,200
6	Tanque para el filtrado	8,000 Gal	9,600
7-8	Reactor con agitador	4,000 Gal	3,902
10-11	Tanque con agitador	5,000 Gal	5,000
12	Bomba para filtro prensa	90 GPM	500
13	Filtro para el citrato de calcio	240 Ft ²	1,707
15	Transportador de gusano	14 Pulg	2,700
16	Tolva para el citrato de calcio	40 Ft ³	9,200
17	Tanque para ácido sulfúrico	5,000 Gal	5,000
18-19	Reactor agitador	2,500 Gal	2,805
20	Bomba para el filtro prensa	30 GPM	400
21	Filtro para sulfato de calcio	240 Ft ²	1,707
22	Transportador de gusano	14 Pulg	2,700
23	Bomba para el ácido cítrico	30 GPM	400
24	Tanque para el ácido cítrico	2,642 Gal	2,500
25-26	Intercambiador iónicos	--	15,000
27	Bomba para el filtro clarificador	30 GPM	400
28	Filtro clarificador	656 GPM	4,350
29-30	Tanque clarificador	10,000 Gal	4,878
31	Bomba para el evaporador	210 GPM	1,300
32	Filtro para carbón	30 GPM	400
33-34	Evaporador - Cristalizador	7,000 Gal	89,000
35	Bomba para la centrífuga	2 GPM	400

ITEM	EQUIPOS	TAMAÑO	COSTO
36	Centrífuga	10 Ft ³	35,000
37	Secador	1,286 lb/hr	12,000
38-39	Envasador y ensacador	400 GPM	1,951
41-42	Intercambiador iónico	-.-	15,000
43	Tanque para agua tratada	80,000 Gal	30,000
44	Bomba para agua tratada	200 GPM	1,300
* 45	Desaireador	-.-	-.-
46	Bomba de agua para caldero	80 GPM	500
47	Caldero	900 Hp	29,000
48	Filtro para petróleo Industrial	29 GPM	600
49	Bomba para petróleo Industrial	30 GPM	400
50	Tanque para petróleo Industrial	45,000 Gal	12,000
52	Tanque para ácido clorhídrico	3,000 Gal	6,500
53	Bomba para ácido clorhídrico	100 GPM	1,000
54	Tanque para soda caústica	2,000 Gal	3,500
55	Bomba para soda caústica	70 GPM	500
56-57	Tanque para precapa	2,500 Gal	4,500
58	Clasificador para cuatro tamaños	500 kg/hr	1,900
* 60	Grupo electrógeno	300 Kw	-.-
61	Compresora	18 Ft ³ /mm	1,800
62	Secador y filtro de aire	18 Ft ³ /mm	700
			394,790

* OPCIONAL

CUADRO V - 2

PROGRAMA DE INVERSIONES (US\$)

COMPONENTE	A Ñ O
<u>INVERSION FIJA</u>	
<u>TANGIBLES</u>	
Terrenos	12,250
Edificaciones	145,907
Equipos diversos	394,790
Instalaciones (15% CE)	<u>59,219</u>
Total Tangibles	612,166
<u>INTANGIBLES</u>	
Estudios previos	3,507
Tecnología	50,000
Puesta en marcha	40,000
Intereses construcciones	<u>23,300</u>
Total Intangibles	116,807
Sub total inversión Fija	728,973
Imprevistos (10% In Fija)	<u>72,897</u>
Total inversión Fija	801,870
<u>CAPITAL DE TRABAJO</u>	
Caja	9,240
Inventario	121,000
Cuentas por cobrar	272,250
Cuentas por pagar	(-30,898)
Total Capital de Trabajo	<u>371,592</u>
Total INVERSIONES	1'173,462

CE costo de equipo

de tiempo de uno a dos años como máximo, para nuestro proyecto se considera un año.

INVERSION A MEDIANO PLAZO.- Elaborado para un período de tiempo de 1 a 5 años como máximo. Puede ser preparado en moneda corriente, como también lo puede ser en divisas.

5.2 FINANCIAMIENTO

Recursos Financieros.- Es un conjunto de recursos monetarios pertenecientes a la banca, bolsa de valores e instituciones que sirven para crear, costear y adelantar fondos a través de la financiación.

Financiación.- Es la actividad financiera a través del cual se obtienen los recursos financieros y reales para la implementación de una nueva actividad de producción de bienes y/o servicios.

5.2.1 FUENTES DE FINANCIAMIENTO

FUENTES INTERNAS

Son las que provienen de las actividades u operaciones que el proyecto genera, por tanto son utilizadas en el mismo como reservas.

- a) Reservas para utilidades no distribuidas.
- b) Reservas para Amortización (Para depreciación)
- c) Reservas afines (Para incentivos, beneficios de retiro y reposición de productos)

FUENTES EXTERNAS

a) Aportes de Capital

Es la suma algebraica de los recursos financieros y reales contribuidos en forma de acciones preferentemente por un grupo de personas natural

les o jurídicas a favor de un proyecto específico. Ver Cuadro 5.3

b) Prestamos Diversos

De acuerdo a la política de las instituciones financieras, los préstamos diversos para el estudio, implementación y operación de los proyectos son de largo plazo (1 a 10 años), mediano plazo (de 1 a 6 años) y de corto plazo o créditos corrientes hasta un año. Ver Cuadro 5.3

5.2.2 PRESUPUESTO DE FINANCIACION

Es un instrumento de servicio a la deuda que contiene un grupo de desembolsos cuyos pagos periódicos efectuados por el prestatario o proyecto, están compuestos en dos partes, tales como: amortización e intereses.

a) Amortización al Préstamo

Es el monto, cantidad o valor monetario establecido bajo modalidades de cálculo, para ser devuelto al prestamista en un plazo fijo o variable de acuerdo a la política de las instituciones financieras y del proyecto; siendo este momento una parte de la renta de la empresa, y una parte del monto principal del saldo adeudado. Ver Cuadro 5.4

b) Intereses del préstamo

Es la cantidad o monto establecido bajo cálculo según la tasa de interés al servicio de préstamos. Es decir al monto de dinero que paga el proyecto por el uso del capital adquirido en forma de préstamo, según su costo de oportunidad en el momento de su adquisición.

Período de Gracia

Es un servicio establecido por las instituciones financieras, que durante un lapso de tiempo que puede ser uno o más años, el prestatario o proyecto no tiene que pagar amortizaciones al préstamo pero si los intereses. Ver Cuadro 5.4

5.2.2.1 INSTITUCIONES FINANCIERAS

1. Banco Africano de Desarrollo (BAD)
2. Banco Asiático de Desarrollo
3. Banco Europeo de Inversiones (BEI)
4. Banco Interamericano de Desarrollo (BID)
5. Banco Mundial

CUADRO V - 3

I N V E R S I O N	US\$
FIJA TANGIBLE	612,166
FIJA INTANGIBLE	189,704
CAPITAL DE TRABAJO	371,462
	<hr/> 1'173,462
FINANCIAMIENTO	
APORTES DE CAPITAL (30%)	352,039
PRESTAMO (70%)	821,423
	<hr/> 1'173,462

PLAN DE AMORTIZACION E INTERESES

Según el Organismo Internacional del BIRF Banco Mundial, (Información obtenida en COFIDE)

Monedas y montos : Los créditos se realizan y computan en US\$

Intereses y comisiones : 12.1%

Plazos y formas de Amortización : 8 Años
2 Años - Periodo de gracia

CALCULOS

La fórmula para determinar el Servicio de deuda, es la siguiente:

$$R = \frac{P [i (1 + i)^n]}{(1 + i)^n - 1}$$

$$n = 6$$

$$i = 0.121$$

$$p = 821,423$$

$$R = \frac{821,423 [0.121 (1 + 0.121)^6]}{(1 + 0.121)^6 - 1}$$

$$R = 200,357.363 \text{ US\$}$$

CUADRO V - 4

PLAN DE AMORTIZACIONES E INTERESES
(EN US\$)

AÑO	SALDO	INTERES	AMORTIZACION O PAGO PRINCIP.	SERVICIO DE DEUDA
0	821,423	—	—	—
1	821,423	99,392.183	—	99,392.183
2	821,423	99,392.183	—	99,392.183
3	720,457.68	99,392.183	100,965.32	200,357.50
4	607,275.56	87,175.370	113,182.12	200,357.50
5	480,398.40	73,480.340	126,877.16	200,357.50
6	338,169.10	58,128.210	142,229.29	200,357.50
7	178,730.06	40,418.460	159,439.04	200,357.50
8	—	21,627.440	178,730.06	200,357.50

C A P I T U L O V I

C A P I T U L O VI

PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

El objetivo del presupuesto es cuantificar en términos monetarios los planes desarrollados para la operación de la empresa en proyecto, en cuanto a los ingresos y gastos, de tal forma que sirva de base para la elaboración de los estados financieros.

6.1 PRESUPUESTO DE INGRESOS

Los ingresos se obtienen de la venta del Acido cítrico.

En el Cuadro No. 6.1 y 6.1.A se ha resumido el presupuesto de ingresos, que consta de una entrada de recursos por venta del producto y de un incremento adicional conformado por los certificados de reintegros tributario a la exportación (CERTEX).

6.1.1 PROGRAMA DE VENTAS

Las ventas como se aprecia en el capítulo sobre el estudio de mercado, van a estar dirigidos al Mercado Nacional y al Mercado Regional Andino.

En el Cuadro 6.2, se ha planteado el programa de ventas con el que podría contar la empresa durante su funcionamiento.

6.1.2 PRECIO DE VENTA

Actualmente en nuestro país, los importadores tienen un precio de venta para el ácido cítrico que es igual a 4500 US\$/TON, este precio incluye el impuesto a la venta.

- Según nuestro estudio de mercado del capítulo II, el precio del Acido Cítrico es igual a 1730 US\$/TON. para el año 1984, este incluye fletes y seguros. Este es el precio CIF. A esto hay que añadirle los gastos de aduana y de transporte, que viene a ser al

CUADRO VI - 1

PRESUPUESTO DE INGRESOS

AÑO	VENTAS AL MERCADO NACIONAL		VENTAS AL MERCADO EXTRANJERO		INGRESO POR		INGRESO NETO US\$
	T M	US\$	T M	US\$	CERTEX	US\$	
1985	281	1'184,027	624	2'062,196	399,241		3'645,464
1986	296	1'272,176	664	2'238,275	433,330		3'943,481
1987	309	1'354,038	706	2'427,450	469,954		4'251,442
1988	324	1'448,163	746	2'561,971	496,578		4'509,713
1989	338	1'540,953	787	2'760,006	534,337		4'835,296
1990	352	1'604,779	831	2'972,654	675,506		5'152,939
1991	366	1'701,966	869	3'170,581	613,824		5'486,371
1992	381	1'807,153	909	3'382,853	654,920		5'844,926
1993	395	1'910,955	950	3'606,200	—		5'517,155
1994	408	1'973,847	992	3'840,945	—		5'814,792

CUADRO VI-1.A

DEMANDA PROYECTADA Y CAPACIDAD DE INSTALACION

P E R U T.M. 46% D.P.	G R A N T.M. 16% D.P.	CAPACIDAD DE INSTALACION %
266.97	582.62	60.64%
281.14	623.51	64.64
295.31	664.36	68.57
309.49	705.25	72.5
323.67	746.12	76.42
337.83	786.98	80.35
352.02	830.72	84.5
366.17	968.66	88.21
380.34	909.59	92.14
394.51	950.46	96.07
408.68	991.32	100 %

NOTA: D.P. Demanda Proyectada

CUADRO VI - 2**PROGRAMA DE VENTAS**

A Ñ O	MERCADO NACIONAL T.M.	MERCADO ANDINO T.M.	T O T A L T.M.
0	267	582	849
1	281	624	905
2	296	664	960
3	309	706	1,015
4	324	746	1,070
5	338	787	1,125
6	352	831	1,183
7	366	869	1,235
8	381	909	1,290
9	395	950	1,345
10	408	992	1,400

rededor de 55% sobre el precio CIF, esto es 2681.5 US\$/TON.

- La formación de precios en el proyecto (*) obedece - al costo elevado de producción, esto quiere decir que para optar por fijar precios en el estudio, el equilibrio de venta debe superar el 50% del costo de producción; en caso contrario debe ser otro el mecanismo de fijar precios sobre el producto.
 - En el caso de ventas al Mercado Sub-Regional Andino, necesitamos conocer las tarifas aduaneras actualizadas de los países considerados como mercado externo para el bien que el proyecto pretende presentar o colocar y la forma como dichas tarifas afectaran los precios de venta.
 - En conclusión para determinar el precio de venta en el Mercado Nacional, consideraremos un 10% menos que el del precio actual en el mercado esto es 4050 US\$/TON. considerando la venta directa al consumidor. Considerando que el precio de compra de los futuros demandantes es similar al dado anteriormente, pero - se debe optar un precio menor, que sumado a los costos de fletes, alcance el precio propuesto. Este valor se ha estimado en 3240 US\$.
- El reintegro tributario a la exportación no tradicional de productos industriales (CERTEX), se calcula - multiplicando los montos de ventas al mercado Sub-Regional Andino, por el factor 0.22 (0.20 por ser producto no tradicional), y luego por el coeficiente 0.88

(*) SIMON ANDRADEProyectos de Inversión - Criterios de FOM01, LIMA-JULIO 1982

6.2 PRESUPUESTOS DE GASTOS

Los gastos de la empresa están integrados por los costos directos del producto y los costos indirectos del período presupuestado.

El costo del producto esta conformado por los costos de fabricación del mismo, es decir los que inciden directamente como es el caso de las materias primas, servicios industriales, mano de obra, mantenimiento y otros.

El costo de período será los gastos de operación (gastos administrativos y ventas).

6.2.1 PRESUPUESTO DE COSTO DE PRODUCCION

En este presupuesto se considera los gastos incurridos durante el año de producción para elaborar los productos finales que serán vendidos, como aquellos que se han estimado para cubrir los inventarios. Ver Cuadros VI.7 y VI.7A

6.2.1.1 MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS

Las materias primas directas son las que intervienen para la obtención del ácido cítrico.

Los servicios que se utilizan en el proceso son: agua de proceso, y fuerza eléctrica.

En el Cuadro No. VI.2A, se detalla los requerimientos de cada uno de estos rubros.

6.2.1.2 MANO DE OBRA DIRECTA

La mano de obra directa comprende sueldos y salarios, incluidos los beneficios sociales del personal que esta ligado directamente con la producción. Ver Cuadro VI.3

6.2.1.3 GASTOS DE FABRICACION

En estos gastos se han agrupado la mano de obra indirecta, materiales de mantenimiento y seguro de planta. Ver Cuadro VI.6

a. Mano de Obra Indirecta

La mano de obra indirecta, comprende - los sueldos y salarios, así como los - beneficios sociales del personal que - trabajando en la empresa, no actúa di - rectamente en la elaboración del produc - to. Ver Cuadro VI.4

b. Materiales de Mantenimiento

En este rubro, vienen comprendidos, los gastos en materiales que se usan regularmente para el mantenimiento del equipo y de la maquinaria.

c. Depreciación

La depreciación es un costo cuyo objeto es la conversión gradual del costo de activo fijo en gastos. Este procedi - miento es necesario porque al comprar - se el activo fijo, este se registra co - mo costo, y se le aplica al costo del producto conforme se le usa.

La depreciación se ha estimado en base al Método de Saldo de Declinación.

Ver Cuadro VI.5

d. Seguro de Planta

El seguro de planta comprende los desem - bolsos que permitan asegurar el equipo y la maquinaria, las edificaciones, las

C U A D R O VI.2 A

PRESUPUESTO DE MATERIA PRIMA Y SERVICIOS

MATERIA O SERVICIO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>ACIDO SULFURICO</u>											
Requerimiento (TN)		1227	1302	1376	1451	1525	1604	1674	1749	1823	1898
Precio (US\$/TN)		59.37	59.37	59.37	59.37	59.37	59.37	59.37	59.37	59.37	59.37
Costo (US\$)		72847	77299	81693	86146	90539	95230	99385	103838	108232	112684
<u>HIDROXIDO DE CALCIO</u>											
Requerimiento (TN)		884	938	991	1045	1099	1156	1207	1260	1314	1368
Precio (US\$/TN)		2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20
Costo (US\$)		1945	2064	2180	2299	2418	2543	2655	2772	2891	3010
<u>HIDROXIDO DE SODIO 50%</u>											
Requerimiento KG		37638	39925	42212	44500	46788	49200	51362	53650	55938	56893
Precio (US\$/KG)		0.58	0.58	0.58	0.58	0.58	0.58	0.58	0.58	0.58	0.58
Costo (US\$)		22018	19846	24694	26035	27371	28782	30047	31385	32724	33282
<u>ACIDO CLORIDRICO 34%</u>											
Requerimiento (KG)		27983	29683	31384	31384	33085	36579	38187	39887	11588	42299
Precio (US\$/KG)		0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Costo (US\$)		8395	8905	9416	9416	9926	10938	11456	11967	12475	12690

CONTINUACION DEL CUADRO VI.2 A

MATERIA O SERVICIO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>DIATOMITA</u>											
Requerimiento (TON)		127	134	142	150	158	166	173	181	189	197
Precio (US\$/TON)		99	99	99	99	99	99	99	99	99	99
Costo (US\$)		12573	13266	14058	14850	15642	16434	17165	17919	18711	19503
TOTAL COSTO DE MATER.		120214	123965	139774	141626	148926	163297	164028	171351	178653	184949
<u>AGUA DE PROCESO</u>											
Requerimiento (m3)		33630	35754	37878	39825	41949	44073	46020	48144	50091	50976
Precio (US\$/m3)		0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22
Costo (US\$)		7399	7866	8333	9229	9696	10125	10125	10592	11020	11215
<u>FUERZA</u>											
Requerimiento (KW-hr)		411765	411765	411765	411765	411765	411765	411765	411765	411765	411765
Precio (US\$/KW-hr)		0.034	0.034	0.034	0.034	0.034	0.034	0.034	0.034	0.034	0.034
Costo (US\$)		14000	14000	14000	14000	14000	14000	14000	14000	14000	14000
TOTAL COSTO DE SERVICIO		21399	21866	22333	22762	23229	23696	24125	24592	25020	25215
TOTAL		141613	145831	157107	164388	172155	186993	188153	195943	203673	210164

CUADRO VI - 3

MANO DE OBRA DIRECTA

PERSONAL	NUMERO	SUELDO US\$/MES	TOTAL US\$
OPERARIOS DE SECC.	12	100	1,200
OPERARIO DE APOYO	3	90	270
JEFE DE TURNO	3	150	450
TOTAL PARCIAL	<u>18</u>		<u>1,920</u>
BENEFICIOS SOCIALES (50%)			<u>960</u>
TOTAL			<u>2,880</u>

CUADRO VI - 4

MANO DE OBRA INDIRECTA

PERSONAL	NUMERO	SUELDO US\$	TOTAL US\$
GERENTE GENERAL	1	1,500	1,500
GERENTE PRODUCCION	1	900	900
GERENTE ADM. Y VENTA	2	900	1,800
ASESOR LEGAL	1	300	300
ASESOR CONTABLE	1	300	300
AUXILIAR CONTAB.	1	120	120
VENDEDOR	1	130	130
SECRETARIA	3	100	300
JEFE LABORATORIO	1	250	250
AYUDANTE LABORATORIO	1	120	120
JEFE DE ALMACEN	1	100	100
GUARDIANIA	1	90	90
SUB-TOTAL	15		5,910
BENEFICIOS SOCIALES (50%)			2,955
TOTAL			8,865

CUADRO VI - 5

DEPRECIACION SEGUN EL METODO DEL SALDO DE DECLINACION

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
EQUIPOS Y MAQUINARIAS EN 10 AÑOS (10%)		355,311	319,780	287,802	259,022	233,120	207,808	188,828	169,945	152,951	137,655
CONSTRUCCIONES EN 33 AÑOS (3%)		141,530	137,284	133,166	129,171	125,276	121,537	117,891	114,354	110,903	107,595

SECRETARÍA DE ECONOMÍA
ESTADÍSTICA DE INGENIERÍA

CUADRO VI-6

PRESUPUESTO DE GASTOS DE FABRICACION

(EN US\$)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MANO DE OBRA INDIRECTA	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055	62,055
MATERIALES DE MANTENIMIENTO	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000
DEPRECIACION	496,661	457,064	420,968	388,193	358,416	331,345	306,719	284,299	263,874	245,210
SEGURO DE PLANTA	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365	18,365
T O T A L	573,716	552,484	498,023	465,248	453,836	426,765	402,139	379,719	359,294	340,630

CUADRO VII - 7A

PROGRAMA DE PRODUCCION (TON. UNIDADES)

VENTAS	1 905	2 960	3 1015	4 1070	5 1125	6 1183	7 1235	8 1290	9 1345	10 1400
+ IFPT	129	137.0	145	153	161	169	177	185	193	200
REQUERIMIENTO	1034	1097	1160	1223	1286	13521	1412	1475	1538	1600
I.I.P.T.	—	129	137	145	153	161	169	177	185	193
PROGRAMA PROD.	1034	1226	1297	1368	1439	1513	1581	1652	1723	1793

CUADRO VI - 7 B

COSTO DE PRODUCCION UNITARIO (US\$)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COSTO PRODUCCION/ PRODUCCION PROGRAMA DA \$/TN.	711	586	5206	475	449	419	386	360.6	338.4	318.4
COSTO PRODUCCION/ UNITARIO	91,719	80,282	75,487	72,675	72,401.7	72,401.7	68,322	66,711.	65,311.2	63,680.

CUADRO VI - 8

PRESUPUESTO DE AMORTIZACION DE G. PRE - OPERATIVOS
(EN US\$)

TOTAL US\$	VIDA UTIL AÑOS	AMORTIZACION ANUAL US\$
189,704	10	18,970.- 4

CUADRO VI - 9

PRESUPUESTO DE GASTO FINANCIERO
(EN US\$)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INTERESES	—	99,392	99,392	99,392	87,176	73,481	58,129	40,919	21,628	—	—

SECRETARÍA DE INGRESOS
FISCALÍA GENERAL DE INGRESOS
BOGOTÁ, D. C.

CUADRO VI - 10

PRESUPUESTO DE COSTO DE VENTA (EN MILES DE US\$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COSTO DE MATERIALES DIRECTOS	120.214	123.965	134.774	141.626	148.926	163.297	164.028	171.351	178.659	184.949
COSTO DE SERVICIO	21.399	21.866	22.333	22.762	23.229	23.696	24.125	24.592	25.020	25.215
COSTO MANO DE OBRA DIRECTA	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160
GASTO DE FABRICACION	573.716	552.484	498.023	465.248	453.836	426.765	402.139	379.719	359.294	340.630
COSTO DE PRODUCCION	735.489	718.475	675.290	649.796	646.151	633.918	610.452	595.822	58.327	570.954
(+) I.I.P.T. (1)*	-.-	91.719	80.282	75.487	72.675	72.402	60.811	68.322	66.711	65.31
(-) I.F.P.T. (2)**	91.719	80.282	75.487	72.675	72.402	70.811	63.322	66.711	65.311	63.680
COSTO DE VENTA	643.756	729.912	680.08	652.608	646.42	685,509	602.941	597.435	584.527	572.584

CUADRO VI - 11

PRESUPUESTO ADMINISTRATIVO Y
VENTAS

AÑO	MONTO EN US\$
0	67,975
1	72,903
2	78,876
3	85,029
4	90,194
5	96,706
6	103,059
7	109,728
8	116,899
9	110,343
10	116,296

C A P I T U L O V I I

C A P I T U L O V I I

ANALISIS ECONOMICO FINANCIERO

El proceso inflacionario que viene experimentando la economía peruana exige la precisión de determinados conceptos y consideraciones - en la preparación y evaluación de los proyectos de inversión. Estos conceptos y consideraciones siempre deben estar presentes en el análisis usual de rentabilidad de los proyectos, aunque posiblemente - su importancia es sólo relativa cuando se prevé una evolución razonablemente estable de la economía en el horizonte de planeamiento - del proyecto; pero en el caso de evaluación de proyectos en economías en proceso inflacionario adquieren una importancia crucial para efectos de la determinación de la rentabilidad empresarial de los proyectos.

En este trabajo se trata de tales conceptos y consideraciones remarcando su importancia en este tipo de proyectos.

7.1 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

Llamado también Estado de Resultados, es aquel informe contable en el cual se determina en que grado ha aumentado o disminuido la participación de los propietarios durante cierto período, y los factores específicos del cambio.

De acuerdo con el principio contable de acumulación, "la utilidad se determina mediante la diferencia entre los ingresos por ventas y los gastos por venta". Ver Cuadro VII.1

7.1.1 UTILIDAD BRUTA

De igual manera al determinarse, la denominada Utilidad Bruta, ésta se calcula considerando el "Principio de coincidencia", es decir que "los gastos asociados con un Ingreso dado, se reconocen en el mismo período del Ingreso"

$$U_{BRUTA} = I_{NETO} - \text{COSTO DE VENTA (PRINCIPIO DE COINCIDENCIA)}$$

El ingreso neto de ventas es calculado, considerando la cantidad producida (según proyección de la demanda) multiplicado por el precio de venta.

El total viene a ser las entradas por ventas al mercado nacional, por exportación al mercado andino, y por los Certificados de Reintegro Tributario (CERTEX), descontando los impuestos por ventas.

El costo de venta, comprende los costos directos e indirectos, así como la diferencia de los inventarios iniciales y finales de productos terminados, de acuerdo a la política de inventario planteada anteriormente Ver Cuadro VI.10

7.1.2. UTILIDAD DE OPERACION

La utilidad de operación es obtenida de restar de la utilidad bruta, los gastos de operación y la amortización de gastos pre-operativos.

Los gastos de operación son calculados de acuerdo a lo propuesto en el acápite 6.2.2.1, que viene a ser un porcentaje de las ventas totales.

La amortización de gastos pre-operativos, (Ver Cuadro VI.8)

7.1.3 RENTA IMPONIBLE

La renta imponible es el monto sobre el cual se realiza el cálculo del impuesto a la renta.

Es el resultado de disminuir a la utilidad de operación los gastos financieros.

Los gastos financieros, vienen a ser, los intereses generados por los préstamos solicitados. Ver Cuadro VI.9

7.1.4 UTILIDAD DESPUES DEL IMPUESTO

La utilidad después del impuesto es obtenida al sustraer el impuesto a la renta, a la renta imponible. En este caso se ha considerado el 55%.

7.1.5 UTILIDAD ANTES DE RESERVA LEGAL

Es el monto que se obtiene de la sustracción de las deducciones de ley, a la utilidad después de impuesto.

Las deducciones de ley están constituidos por:

- La participación de los trabajadores 10% (DL 23407)
- La participación patrimonial de los trabajadores - 13.5% (DL 23407)
- La participación patrimonial de la comunidad Industrial 1.5% (DL 23407)
- Investigación Tecnológica y Científica 2% (DL 23407)

7.1.6 UTILIDAD NETA

La utilidad neta es lo que se obtiene de restar de la utilidad antes de reserva, el monto correspondiente a la reserva legal.

La Reserva Legal, según la Ley de Sociedades Mercantiles 16123, ordena la formación de una reserva legal que debe llegar necesariamente hasta el 20 % del capital social. La reserva se formará solamente cuando las utilidades libres de impuesto (utilidades antes de reserva legal) pasen del 7% del capital.

Entonces se reservará el 10% de la utilidad y se destinará a cubrir el saldo deficitario de la cuenta de pérdidas y ganancias.

7.2 ESTADOS DE UTILIDADES RETENIDAS PROYECTADOS

Este estado financiero determina las utilidades que al final del período contable se retendrán como parte del patrimonio de la Empresa. Estas utilidades retenidas en el período siguiente podrían capitalizarse o repartirse como dividendos.

La proporción entre dividendos y ganancias retenidas es parte de la propuesta del proyectista y depende de lo que disponga al respecto la legislación vigente y de la política de dividendos que se crea conveniente plantear, tomando en consideración que cuanto más altos sean los dividendos, más atractivo será el proyecto para los inversionistas potenciales en el mismo y viceversa.

En este caso consideramos el 60% de la Utilidad Neta. Ver Cuadro VII.2

7.3 FLUJOS DE CAJA PROYECTADOS

Es un estado financiero en el cual se presupuestan los movimientos de entradas y salidas de efectivo, con el fin de determinar la liquidez de la empresa. Ver Cuadro VII.4

7.3.1 INGRESOS EFECTIVOS

Los ingresos efectivos vienen conformados en el flujo de caja económico por la recaudación por ventas y el CERTEX, mientras en el flujo de caja financiero, también son considerados las entradas por aporte de capital y préstamos.

La recaudación por ventas no es otra cosa que el ingreso por ventas netas desfasadas un mes por año, considerando el plazo otorgado a los clientes para realizar los pagos (Ver Cuadros VII.5)

7.3.2 EGRESOS EFECTIVOS

Para los egresos de efectivo, se deberá considerar un

CUADRO VII . 1

ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS PROYECTADAS

(EN MILES US \$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingreso Neto	3645.464	3943.781	4251.442	4509.713.3	4835.296	5152.939	5486.371.5	5844.926	5517.155	5814.792
(-) Costo de Venta	643.756	729.912	680.080	652.608	646.42	635.509	602.941	597.433	584.527	572.584
Utilidad Bruta	3001.708	3213.869	3571.362	3857.105	4188.876	4517.43	4883.43	5247.5	4932.63	5242.2
(-) Costo de Operación	72.93	78.876	85.029	90.194	96.716	103.059	109.728	116.899	110.343	116.296
(-) Amortización gasto pre Operativo	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970
Utilidad de Operación	2908.808	3116.023	3467.363	3747.941	4073.20	4395.401	4754.73	5111.63	4803.32	5106.934
(-) Gasto Financiero	99.392	99.392	99.392	87.176	73.481	58.129	40.919	21.628	- . -	- . -
Renta Imponible	2809.416	3016.631	3367.971	3660.765	3999.719	4337.272	4713.811	5090.002	4803.32	5106.934
(-) Impuesto a la Renta	1545.179	1659.147	1852.384	2013.420	2199.850	2385.500	2592.6	2799.5011	2641.826	2808.8
Utilidad Después de la Renta	1264.237	1357.784	1515.587	1647.345	1799.869	1951.772	2121.211	2290.500	2161.500	2298.134
(-) Deducción de Ley	341.344	366.520	409.20	444.738	485.965	526.978	572.73	618.435	583.60	620.5
Utilidad Antes de Reserva	922.893	990.964	1106.387	1202.562	1313.904	1424.794	1548.481	1672.065	1577.99	1677.634
(-) Reserva Legal	92.290	99.096	110.639	120.256	131.391	142.479	154.848	167.206	157.79	167.763
UTILIDAD NETA	830.603	891.868	1094.748	1082.304	1182.513	1282.315	1393.633	1504.86	1420.15	1509.871

CUADRO VII - 2

ESTADO DE UTILIDADES RETENIDAS PROYECTADOS

(EN MILES US\$)

RUBRO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) UTILIDAD RETEN. INICIAL	—	830.630	1209.37	1647.27	2079.593	2552.60	3065.53	3622.98	4224.92	4792.98
(+) UTILIDAD NETA DEL AÑO	830.630	891.868	1094.748	1082.530	1282.315	1282.315	1393.633	1504.860	1420.250	1509.871
(-) DIVIDENDOS DECLARADOS	—	535.12	656.849	649.983	709.518	769.39	836.18	902.916	852.09	905.92
UTILIDAD RETENIDA FINAL		1209.37	1647.270	2079.593	2552.605	3065.53	3622.98	4224.927	4792.98	5392.94

CUADRO VII - 3

EGRESOS DE OPERACION

(EN MILES US\$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PAGO POR COMPRA MATERIALES	120.214	123.965	134.774	141.626	148.926	163.297	164.028	171.351	178.653	184.949
PAGO POR MANO DE OBRA DIRECTA	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160
PAGO POR MANO DE OBRA INDIRECTA	62.055	62.055	62.055	22.055	20.055	20.055	20.055	20.055	20.055	20.055
SERVICIOS INDUSTRIALES	21.399	21.866	22.333	22.762	23.229	23.696	24.125	24.592	25.020	25.215
GASTOS GENERALES DE PLANTA	72.903	78.876	85.029	90.194	96.706	103.059	109.728	116.899	110.343	116.296
EGRESOS DE OPERACION	296.677	306.922	327.351	336.797	351.076	372.267	380.096	395.057	396.231	408.675

C U A D R O VII.4

FLUJO DE CAJA PROYECTADOS (En miles US \$)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	
INGRESOS EFECTIVOS											
Recaudación por ventas		2975.705	3488.432	3758.901	3993.832	4276.973	4554.391	4847.954	5163.551	5489.90	5789.99
Certex		399.241	433.330	469.954	496.578	534.337	575.506	613.824	654.920	---	---
Ingreso Total		3374.946	3921.762	4228.855	4490.41	4811.310	5129.897	5461.778	5318.471	5489.90	5789.99
EGRESOS EFECTIVOS											
Egresos de Operación		296.677	306.922	327.351	336.797	351.076	372.267	380.092	345.057	396.231	408.675
Gasto de Operación		72.930	78.876	85.029	90.194	96.706	103.059	109.728	116.899	110.343	116.296
Inversiones	1173.462										
Deducciones de Ley		341.344	366.520	409.20	444.783	485.965	526.978	572.730	618.435	583.600	620.500
Impuestos		1545.179	1659.147	1852.384	2013.420	2199.850	2385.500	2592.6	2799.501	2641.826	2808.800
Egreso Total		2256.130	2411.465	2673.964	2885.194	3133.597	3387.804	3655.15	3929.9	3732	3954.271
Flujo de Caja Económi- ca	(-1173.462)	1118.816	1510.297	1554.891	1605.216	1677.713	1742.093	1806.678	1888.571	1757.9	1835.719
(+) Aporte de Capital	352.039	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
(+) Préstamos	821.483										
(-) Amortizaciones de deuda.	---	---	---	100.965	113.182	126.877	142.229	159.439	178.730	---	---
(-) Intereses	---	99.392	99.392	99.392	87.175	73.480	58.128	40.918	21.627	---	---
Flujo de Caja Finan- ciera.	---	1019.424	1410.905	1354.534	1404.86	1477.356	1541.736	1606.271	1688.214	1757.9	1835.719
(-) Pago por dividen- dos.		---	535.120	656.849	649.983	709.510	769.039	836.180	902.916	852.09	905.92
(+) Caja Inicial		---	1019.424	1554.544	2211.393	2861.376	3570.894	4339.93	5176.110	6079.026	6931.116
CAJA FINAL		1019.424	1554.544	2211.393	2861.376	3570.894	4339.93	5176.110	6679.110	6931.116	7837.036

planteamiento similar. Adicionalmente, es necesario destacar que al flujo de caja lo afectan los egresos o desembolsos de efectivo, y así los "costos" y gastos de la empresa.

a) Egresos de Operación

Son aquellos egresos realizados para la compra de materiales para el pago de la mano de obra directa e indirecta de la planta, incluyendo los servicios industriales y el seguro de planta. Ver - Cuadro VII.3

El pago por compra de materiales se ha calculado, considerando el plazo de 30 días que se recibe de parte de las empresas proveedoras.

Ver Cuadro VII.6

b) Egresos por Gastos de Operación

Comprende las salidas de efectivo a causa de los gastos administrativos y de ventas.

c) Egresos por Inversiones

Corresponde a los egresos realizados para cubrir - las inversiones en activo fijo (Ver Cuadro V.3), y los gastos pre-operativos.

d) Egresos por Deducciones de Ley

Son las salidas de efectivo ocasionados por las deducciones de ley (Ver Punto 7.1.5)

e) Egresos Financieros

Estos egresos están formados por los intereses a pagar por los préstamos solicitados y por las amortizaciones de dichas deudas.

f) Egresos por Dividendos

Comprenden el pago por dividendos a los accionistas.

Estas cotizaciones se reparten a partir del segundo año de operación y son pagados al año siguiente al ejercicio económico que generó esta utilidad.

g) Caja Mínima

Es el dinero necesario para cubrir los gastos ocasionados por un mes de sueldos y salarios, y un mes de servicios industriales y un mes de gastos administrativos.

7.4 PUNTO DE EQUILIBRIO

Es aquel nivel mínimo de ventas, en el que podría operar la planta, de manera de cubrir los costos totales.

En este punto no se obtiene ni ganancias ni pérdidas. Ver Cuadro VII.8

La cantidad producida o más bien vendida permite que los ingresos por Ventas se iguale a los costos totales.

$$\text{Precio} \times \text{Pe} = \text{Costo Variable Unitario} \times \text{Pe} + \text{Costo Fijo}$$

Donde:

Pe La cantidad de unidades vendidas que permiten alcanzar el punto de equilibrio.

$$\text{Pe} = \frac{\text{Costo Fijo}}{\text{Precio} - \text{Costo Variable Unitario}}$$

El precio es obtenido por la división del ingreso neto por ventas entre las unidades producidas.

CUADRO VII - 5

PRESUPUESTO DE RECAUDACION POR VENTAS

(EN MILES US\$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESO POR RENTAS NETAS	3246.223	3510.451	3781.488	4013.135	4300.959	4577.43	4872.547	5190.006	5517.155	5814.792
(+) CUENTAS POR COBRAR INICIAL	—	270.518	292.87	315.124	334.427	358.413	381.452	406.045	432.500	459.763
(-) CUENTAS POR COBRAR FINAL	270.518	292.537	315.127	334.427	358.413	381.452	406.045	432.500	459.763	484.566
RECAUDACION POR VENTAS	2975.705	3488.432	3758.901	3973.832	4276.973	4554.391	4847.954	5163.551	5489.90	5789.99

CUADRO VII - 6

PRESUPUESTO POR COMPRA DE MATERIALES

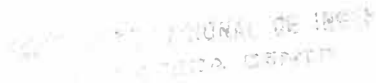
(EN MILES US\$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COMPRA DE MATERIALES	120.214	123.965	134.774	141,626	148.926	163.297	164.028	171.351	178.653	189.949
(+) CUENTA POR PAGAR INICIAL	- . -	17.173	17.709	19.253	20.232	21.275	23.328	23.432	24.478	25.521
(-) CUENTA POR PAGAR FINAL	17.173	17.709	19.253	20.232	21.275	23.328	23.432	24.478	25.521	27.135
PAGO POR COMPRA DE MATERIALES	103.041	123.429	133.230	140.647	147.883	161.244	163.924	170.305	177.61	188.335

CUADRO VII - 8

DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
EGRESO NETO (MILES US\$)	3645.464	3943.781	4251.442	4509.713	4835.296	5152.939	5486.371	5844.926	5517.155	5814.792
UNIDADES PRODUCIDAS (TM)	905	960	1015	1070	1125	1183	1235	1290	1345	1400
PRECIO PROMEDIO (US\$/TM)	4,028	4,108	4,188	4,214	3,898.0	4,355	9,442	4,530	4,100	4,153
COSTO FIJO (MILES US\$)	730.603	691.006	654.910	609.919	566.447	524.024	482.188	440.457	398.424	377.76
COSTO VARIABLE (US\$/TM)	237.02	234.07	238.554	237.93	238.98	245.18	241.1	242.513	233.469	233.185
PUNTO DE EQUILIBRIO (TM)	192.7	182.6	166	154	155	128	115	103	103	96.3
% CAPACIDAD DE PLANTA	22	20	17	15	14	11	9.5	8	8	8


 INSTITUTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA Y CENSOS

CUADRO VII - 9

COSTO DE OPERACION (EN MILES US\$)

RUBRO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>COSTOS VARIABLES</u>										
Materiales Directos	120.214	123.965	134.774	141.626	148.926	163.297	164.028	171.351	178.653	184.949
Servicios Industriales	21.393	21.866	22.333	22.762	23.229	23.696	24.125	24.592	25.020	25.215
Gasto Venta y Adminis.	72.903	78.876	85.029	90.194	96.706	103.059	109.728	116.899	110.343	116.296
<u>TOTAL</u>	214.51	224.71	242.133	254.582	268.861	290.052	297.881	312.842	314.016	326.46
<u>COSTOS FIJOS</u>										
Mano de Obra Directa	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160	20.160
Mano de Obra Indirecta	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055	62.055
Depreciación	496.661	453.064	420.968	388.193	358.416	331.345	306.719	284.299	263.874	245.210
Amortización de gasto Pre-operativo	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970	18.970
Mantenimiento	15.000	15.000	15.00	15.000	15.000	15.000	15.000	15.00	15.00	15.00
Seguro de Planta	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365	18.365
Gastos Financieros	99.392	99.392	99.392	87.176	73.481	58.129	40.919	21.608	-.-	-.-
<u>TOTAL</u>	730.603	691.006	654.91	609.919	566.447	524.024	482.188	440.457	398.424	379.76
COSTO TOTAL	945.113	915.716	897.043	864.501	835.308	814.076	780.069	735.299	712.44	706.72

C A P I T U L O V I I I

C A P T U L O V I I I

EVALUACION ECONOMICA Y FINANCIERA

La tarea de la evaluación es una operación que con el uso de los indicadores de evaluación, nos va a conducir a aceptar, rechazar o postergar, dentro de la clasificación de los proyectos alternativos.

Para que un proyecto se considere óptimo, el Valor Actual Neto tiene que ser mayor que cero, además la Tasa interna de retorno, debe ser mayor que la tasa bancaria $TIR > i$; y también el coeficiente beneficio costo, debe ser superior a los demás.

8.1 EVALUACION PRIVADA

Llamada también rentabilidad comercial.

La evaluación privada del proyecto, se ha realizado considerando la rentabilidad económica, la rentabilidad financiera y la rentabilidad para el accionista.

8.1.1. RENTABILIDAD ECONOMICA

La rentabilidad económica ha sido estimado de acuerdo a los siguientes índices:

- Tasa Interna de Retorno
- Valor Actual Neto
- Relación Beneficio Costo Actualizado
- Período de Reembolso

Ver Cuadro VIII.1

a. Tasa Interna de Retorno

Se define como "tasa interna de retorno" (TIR) o bien como "rentabilidad media" de un proyecto a

CUADRO VIII - 1

RENTABILIDAD ECONOMICA

A Ñ O	FLUJO DE CAJA ECONOMICA (EN MILES US\$)	FLUJO DE CAJA ACTUALIZADA		
		15%	110%	112%
0	- 1173.462	- 1173.462	- 1173.462	
1	1118.816	973	532.00	527.63
2	1510.297	1142	342.47	336.039
3	1554.891	1022	165.89	163.189
4	1605.216	918	82.54	79.46
5	1677.713	834	41.00	39.17
6	1742.093	753	- 20.00	19.18
7	1806.628	679	10.00	9.386
8	1888.571	617	4.99	4.628
9	1757.00	499	2.21	2.031
10	1835.719	453	1.10	1.00
		7890	1202.2	1181.713

TIRE (Tasa Interna de Retorno Económico) 112%

VAN (15) (Valor Actaul Neto) = 7890 en miles US\$

B/C (Relación Beneficio-Costo)= 6

Período de Reembolso = 2 años

aquella tasa de actualización que hace nulo el beneficio neto actualizado del mismo:

$$\sum_{i=1}^N \frac{FNE_i}{1 + (TIR)^i} = 0$$

Donde:

FNE_i = Flujo de Caja Neto Económico del año i

TIR = Tasa interna de retorno

Este índice por tanto permite igualar, el valor actual de las sumas de los flujos de caja con la inversión inicial.

Este valor (TIR) se obtiene por sucesivos tanteos

El resultado es 112%.

b. Valor Actual Neto

El valor actual neto es la sumatoria de los flujos de caja económico actualizados, aplicando como tasa de descuento el costo de capital de la empresa.

En este caso consideramos un costo de capital del 15%.

El VAN para este proyecto es 7890 en miles de US\$

c. Relación Beneficio - Costo Actualizado

La beneficio - costo actualizado permite relacionar el flujo de caja económico actualizado para el horizonte de planeamiento y las inversiones totales actualizados.

Este valor se obtiene dividiendo el Valor Actual Neto entre la sumatoria, entre las cantidades negativas de dicha columna, que determina las -----

inversiones. El B/C es = 6

d. Período de Reembolso

Es aquel período para el cual los flujos de caja actualizados con el costo de capital de la empresa suman cero. Es decir que en este período, los beneficios actualizados igualan a las inversiones - realizadas.

Para este proyecto: el período de Reembolso es de 2 años (Se calcula considerando el VAN).

8.1.2 RENTABILIDAD FINANCIERA

A diferencia de la evaluación económica en la evaluación financiera se toman los valores de los factores en el momento en que se realizan los pagos en efectivo, ya sea para las operaciones. Ver Cuadro VIII.2

Para este caso se han utilizado los flujos de caja - financiero proyectados.

a. Tasa Interna de retorno

La tasa interna de retorno financiera, es como en el caso de TIRE, solo que en este caso es aplicado a los flujos de caja financiero.

La Tasa Interna de Retorno Financiera = 105%

b. Valor Actual Neto

El Valor Actual Neto Financiero de la empresa es de 7236.33 en miles de US\$.

c. Relación Beneficio - Costo Actualizado

La relación beneficio - costo actualizado financiero, es también la razón entre los ingresos netos, considerando la sustracción de los servicios de la

CUADRO VIII - 2

RENTABILIDAD FINANCIERA

A Ñ O	FLUJO DE CAJA FINANCIERA	FLUJO DE CAJA ACTUALIZADA		
		15%	100% ₁	105%
0	- 1173.462	- 1173.462	- 1173.462	
1	1119.24	973.73	486.86	545.957
2	1410.905	1066.64	352.726	335.79
3	1354.534	889.93	111.241	157.227
4	1404.086	800.33	50.02	79.49
5	1477.356	734.24	46.00	40.80
6	1541.736	663.00	24.128	20.772
7	1606.271	504.00	12.54	10.55
8	1688.214	550.00	0.658	5.142
9	1757.90	499.24	0.3340	2.749
10	1835.719	453.42	0.179	1.400
		7236.33	1084.859	1199.87

TIRF (Tasa Interno de Retorno Financiero) : 105%

VANF (Valor Actual Neto Financiero) : 7236.33 en miles de US\$

B/C (Relación Beneficio - Costo) : 6.165

Período de Reembolso : 2 años

deuda, y los egresos determinados por los aportes de capital.

El resultado para este proyecto es 6.165

d. Período de Reembolso

Para este estudio el resultado es de 2 AÑOS.

A N E X O

A N E X O . 1

CALCULO DE DISEÑO DE EQUIPO

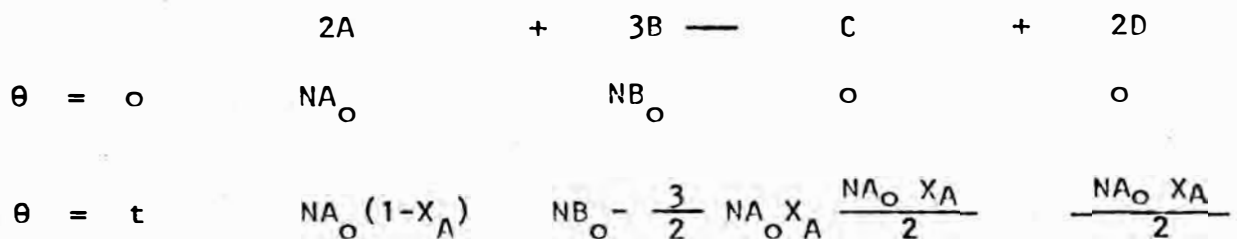
REACTOR ENCHAQUETADO CON AGITADOR PARA LA PRECIPITACION

DEL CITRATO DE CALCIO

(ITEM 7-8)

Cálculos:

Según la reacción, la ecuación cinética es la siguiente:



La velocidad de reacción es:

$$\begin{aligned}
 -r_A &= -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{d\theta} = K C_A^2 C_B^3 \\
 &= K [C_{A_0}(1-X_A)]^2 \left[C_{B_0} - \frac{3}{2} C_{A_0} X_A \right]^3 \\
 \theta &= \frac{C_{A_0}}{K} \int_0^{X_A} \frac{dx_A}{r_A} \\
 \theta &= \frac{C_{A_0}}{K} \int_0^{X_A} \frac{dx_A}{[C_{A_0}(1-X_A)]^2 \left[C_{B_0} - \frac{3}{2} C_{A_0} X_A \right]^3}
 \end{aligned}$$

Del balance se tiene:

		<u>Peso Molecular</u>	<u>gr mol/hr</u>
Acido cítrico	: 655 kg/hr	192	3411
Agua	: 13110 kg/hr	18	728333
Otros	: 200 kg/hr	—	—
Hidróxido de calcio:	378.91 kg/hr	58	6532
Agua	: 1961.25 kg/hr	18	109181

Si la ρ mezcla = 1.22 kg/lt

El volúmen específico será :

$$V_o = \frac{W_{TOTAL}}{\rho_{Mezcla}}$$

$$V_o = \frac{16,295 \text{ kg/hr}}{1.22 \text{ kg/lt}}$$

$$V_o = 13,356 \text{ lt/hr}$$

La concentración Inicial del ácido cítrico será:

$$C_{Ao} = \frac{3411 \text{ gr mol/hr}}{13,356 \text{ lt/hr}} = 0.25 \frac{\text{mol-gr}}{\text{lt}}$$

La concentración inicial del hidróxido de calcio será:

$$C_{Bo} = \frac{6532}{13,356} = 0.4890 \frac{\text{mol-gr}}{\text{lt}}$$

$$\theta = \frac{C_{Ao}}{K} \int_0^x \frac{dx}{C_{Ao}^2 (1-X_A)^2 \left[C_{Bo}^3 - \left(\frac{3}{2} C_{Ao} X_A \right)^3 - 3 \cdot \right.}$$

$$\left. \left[C_{Bo} - \frac{3}{2} C_{Ao} X_A \right] \left[C_{Ao} (1-X_A) - C_B^o - \frac{3}{2} C_{Ao} X_A \right] \right]$$

Para determinar el tiempo óptimo de reacción se fija valores de x_A y se calcula el tiempo:

θ (minuto)	x_A
0	0.05
6	0.1
8	0.2

10	0.3
12	0.4
14	0.5
16	0.6
20	0.7
26	0.8
30	0.85
60	0.85

Para determinar el volumen ocupado por la carga tenemos que:

$$V_B = \frac{mt}{\rho} = \frac{\text{Carga Total}}{\text{Densidad}}$$

$$V_B = \frac{16,295}{1.22 \times 3.785} = 3528 \text{ galones}$$

$$V_B = 4000 \text{ galones}$$

EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE EL CALOR DE REACCION

El calor de reacción depende de la temperatura, a la cual la reacción tiene lugar ya que las entalpías de los productos y los reactivos, dependen de esa temperatura:

$$(\Delta H_R)_T = (\Delta H_R)_{T_0} + \left[\sum (n \bar{C}_p)_P - \sum (n \bar{C}_p)_R \right] (T - T_0)$$

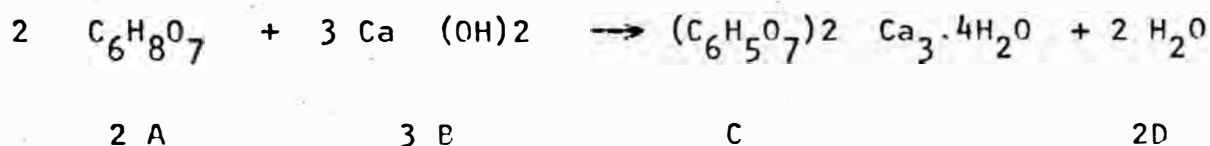
Las reacciones químicas generalmente van acompañadas por la evolución o absorción de energía, debido a las diferencias en estructura de los productos y de los reactivos.

El calor de reacción viene a ser el calor absorbido por el sistema en el proceso total.

Además si se toma la misma presión para ambos, el calor de reacción será igual al cambio de entalpía.

$$\Delta H_R = \sum_P n \Delta H_f - \sum_R N \Delta H_f$$

Para la Precipitación de Calcio:



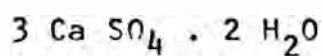
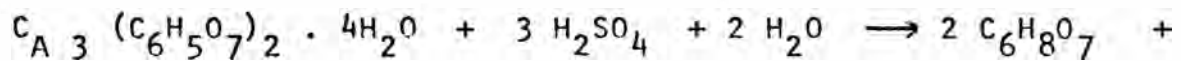
$$\left[H_C + 2 H_D \right] - \left[2 H_A + 3 H_B \right]$$

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$	HIDROXIDO DE CALCIO	= - 235,800	cal/mol-gr
$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$	AGUA	= - 68,317	cal/mol-gr
$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$	ACIDO CITRICO	= - 474,500	cal/mol-gr
$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$	CITRATO DE CALCIO	= - 583,500	cal/mol-gr

Reemplazando se obtiene + 936,266 cal/mol-gr

La reacción es por lo tanto endotermica.

PARA LA DESCOMPOSICION DEL CITRATO DE CALCIO



Entalpias a 25° C :

Citrato de Calcio hidratado	=	- 583,500	cal/mol-gr
Acido Sulfúrico	=	- 193,630	cal/mol-gr
Agua	=	- 68,317	cal/mol-gr
Acido Cítrico	=	- 474,500	cal/mol-gr
Sulfato de Calcio	=	- 479,330	cal/mol-gr

Reemplazando se tiene:

$$\Delta H_R^\circ = - 1'085,966 \text{ cal/mol-gr}$$

La reacción es exotermica, por lo tanto hay desprendimiento de calor.

BALANCE DE ENERGIA

Si el reactor no opera isotermicamente se requiere un balance de energía.

El término de acumulación debe expresar el cambio de energía con el tiempo debido al cambio de composición y al cambio de temperatura de la mezcla.

La energía acumulada por causa del cambio de composición, se debe al calor de reacción y puede escribirse como $\left(\frac{\Delta H}{M}\right) \cdot r \cdot V \Delta t$.

Si el cambio de temperatura de la mezcla reaccionante con el tiempo Δt es ΔT , la energía acumulada debido a la variación de temperatura es $m_t C_v \Delta T$.

La ecuación sería entonces:

$$U A_h (T_s - T) \Delta t = \frac{\Delta H}{M} r V \Delta t + m_t C_v \Delta T$$

$$m_t C_v \frac{dT}{dt} = -\frac{\Delta H}{M} r V + U A_h (T_s - T)$$

ΔH	=	Calor de Reacción a 25° C
m_t	=	Masa total
r	=	Velocidad de reacción
T	=	Temperatura
t	=	Tiempo
V	=	Volumen del Reactor
M	=	Peso Molecular del reactante
A_h	=	Area de Transferencia de calor
T_s	=	Temperatura de los alrededores

Por lo tanto:

$$rV = F_o W_o$$

La velocidad de reacción es igual a la velocidad de adición de reactante en la corriente de alimentación.

$$\frac{dT}{dt} = 0 \quad \text{cuando} \quad T = 80^\circ \text{C}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} + \frac{\Delta H}{M} r V &= + U A_h (T_s - T) \\ &+ \frac{\Delta H}{M} r V \\ A_h &= \frac{\quad}{+ U (T_s - T)} \end{aligned}$$

Si:

$$rV = F_o W_o$$

Fo : Es la velocidad de alimentación del reactante limitante.

$$A_h = \frac{F_o W_o \frac{\Delta H}{M}}{U (T_s - T)} = \frac{830.31 \text{ lb/hr} \times 3234}{314 (55) 1.8} = 86.38$$

Reemplazando se tiene:

$$A_h = 86.38 \text{ ft}^2$$

=====

El coeficiente total de transferencia entre la mezcla reaccionante y el agua de enfriamiento será de $314 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$

DETERMINACION DE LA CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDA EN EL REACTOR No.7

Si el calor de reacción a 25° es 936,266 cal/mol gr.

$$\Delta H_T = H_{25^\circ \text{ C}} + \int_{25^\circ \text{ C}}^{80^\circ \text{ C}} m C_p dT$$

Reemplazando:

$$\Delta H_T = 936,266 + 5173 \times 1.00 (80^\circ \text{ C} - 25^\circ \text{ C})$$

$$\Delta H_T = 8'440,280.257 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q \text{ vapor} = m \lambda$$

$$Q \text{ mezcla} = 8'440,280.257 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Si } \lambda = 949 \text{ BTU/lb a Temperatura} = 244^\circ \text{ F}$$

Reemplazando resulta:

$$m = \text{Cantidad de vapor}$$

$$m = 8893.86 \text{ lb/hr.}$$

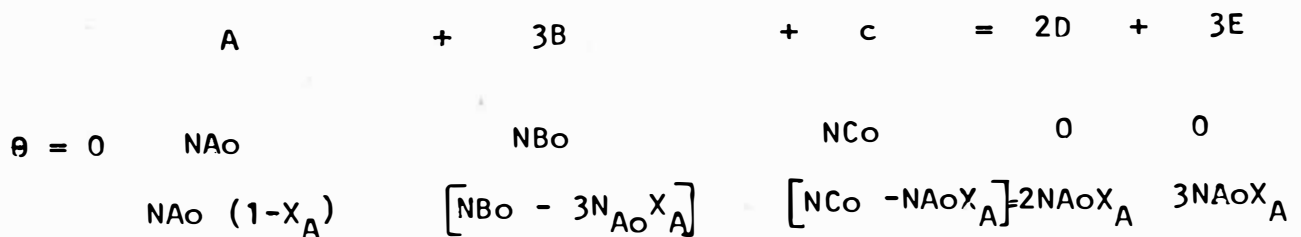
$$m = 4033.5 \text{ Kl/hr.}$$

INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES
 CIENTÍFICAS Y TECNOLÓGICAS

DESCOMPOSICION DEL CITRATO DE
CALCIO

(Item 17 - 18)

Ecuación Cinética:



$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = K_1 C_A C_B^3 C_C$$

$$\begin{aligned}
 -r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} &= K_1 [C_{Ao} (1-X_A)] [C_{Bo} - 3C_{Ao} X_A]^3 \\
 &\quad [C_{Co} - C_{Ao} X_A]
 \end{aligned}$$

$$\theta = C_{Ao} \int_0^{X_A} \frac{dx_A}{r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{Ao}}{K} \int_0^{X_A} \frac{dx_A}{[C_{Ao} (1-X_A)] (C_{Bo} - 3C_{Ao} X_A)^3 (C_{Co} - C_{Ao} X_A)}$$

mezcla $\rho = 1.74$

$$v_o = \frac{5173.77}{1.740}$$

$$v_o = 2973.43 \text{ lt/hr.}$$

$$C_{A0} = 0.3213 \text{ mol-gr/lit}$$

$$C_{B0} = 0.165687 \text{ mol-gr/lit}$$

$$C_{C0} = 1.229 \text{ mol-gr/lit}$$

El Volúmen será:

$$V_B = \frac{2973.43 \text{ lit/hr} \times 3 \text{ hr}}{3.785 \text{ gal}}$$

$$V_B = 2356 \text{ gal.}$$

$$V_B = 2500 \text{ gal.}$$

De * obtenemos:

θ (hr)	X_A
0	0
0.5	0.1
1.1	0.2
1.9	0.3
2	0.4
2.6	0.5
2.8	0.6
3.0	0.7

DISEÑO DE PLANTA DE INTERCAMBIO IONICO

Unidad Catiónica (ITEM - 25)

Capacidad 105,680 galones

Agua de regeneración de resina 5,284 galones

1/2 del agua de recirculación 2,642 galones

La alcalinidad es : 500 ppm = 28.00 gr/galón

La capacidad será 114M gal. x 28 $\frac{\text{gr}}{\text{gal.}}$ = 3321 Kilos

Volúmen de la Resina = $\frac{3321 \text{ Kg}}{19 \text{ Kg/ft}^3}$ = 175 ft³

La altura total de la unidad catiónica se evalua de la siguiente forma:

Resina debilmente ácida $\frac{175 \text{ ft}^3}{50 \text{ ft}^2}$ = 3.5 ft

20% de expansión 0.7 ft

Total de lecho expandido 4.2 ft

75% de cámara libre 3.15 ft

Relleno de Antracita 1.40 ft

TOTAL ALTURA 8.75 ft

Usar una unidad catiónica de 5.5 ft. de diámetro x 9 ft de altura.

El relleno de antracita se incluye para ayudar a distribuir el flujo hacia arriba del ácido.

UNIDAD ANIONICA(ITEM No.26)

Capacidad del agua tratada en la torre aniónica:

$$113 \text{ M gal} \times 17.16 \text{ gr/gal} = 1939 \text{ Kgr.}$$

Los aniones totales de intercambio (TEA) están constituido por SO_4 , en su mayoría que son 816.8 ppm.

$$\text{TEA } 816.8 \text{ ppm} / 47.59 = 17.16 \text{ gr/gal}$$

$$\text{Volúmen de Resina aniónica,} = \frac{1939 \text{ kgr}}{13.6 \text{ kg/ft}^3} = 143 \text{ ft}^3$$

Según TABLA IX.E.3 del Texto de Refinación y Petroquímica de 1976. Se tiene que para un 50% de Na, se tiene una capacidad de 13.6 Kg/ft^3

Según el Balance, consideramos:

Para 90 gal/min y un regimen de flujo de 6 gal/min.ft^2

$$\frac{90 \text{ gal/min}}{6 \text{ gal/min. ft}^2} = 5 \text{ ft}^2$$

Según Tabla 12.3 del Texto de Flujos y Dimensiones en Intercambidores IONICO : El diámetro será de 5 ft

Determinación de la Altura:

$$\frac{143}{15} = 9.5 \text{ ft de profundidad de lecho}$$

Cámara libre 100% 9.5 ft

Altura total : 19 ft de altura

BALANCE EN LOS EVAPORADORES

(ITEM No. 33-34)

Balance de Calor en el primer efecto:

$$W_s \lambda_s + W_F C_F (t_F - t_1) = W_1 \lambda_1$$

Balance de Calor en el Segundo efecto:

$$W_1 \lambda_1 + (W_F - W_1) C_1 (t_1 - t_2) = W_2 \lambda_2$$

Balance de Calor en el tercer efecto:

$$W_2 \lambda_2 + (W_F - W_1 - W_2) C_2 (t_2 - t_3) = W_3 \lambda_3$$

IDEM en el Cuarto efecto.

Balance de Calor en el quinto efecto:

$$W_4 \lambda_4 + (W_F - W_1 - W_2 - W_3 - W_4) C_4 (t_4 - t_5) = W_5 \lambda_5$$

DONDE:

C_F = Calor específico del BTU/lb (° F)

t_F = Temperatura del alimento (° F)

W_F = Alimento total lb/hr

T_s = Temperatura de saturación del vapor de calentamiento en el primer efecto ° F

W_s = Vapor de calentamiento al primer efecto lb/hr

W_{1-4} = Agua total removida por evaporación lb/hr

C_1, C_2, C_3, C_4 = Calor específico del licor en los efectos 1 a 4
BTU/lb ° F

t_1, t_2, t_3, t_4 = Punto de ebullición del licor ° F

W_1, W_2, W_3, W_4 = Agua removida en los efectos 1 a 4 lb/hr

Balance de Material:

$$W_{1-4} = W_1 + W_2 + W_3 + W_4$$

Los requerimientos de superficie serán:

$$A_1 = \frac{Q}{U_D T} = \frac{W_s \lambda_s}{U_1 (T_s - t_1)}$$

$$A_2 = \frac{W_1 \lambda_1}{U_2 (t_1 - t_2)}$$

$$A_3 = \frac{W_2 \lambda_2}{U_3 (t_2 - t_3)}$$

$$A_4 = \frac{W_3 \lambda_3}{U_4 (t_3 - t_4)}$$

O sea $A_1 = A_2 = A_3 = A_4$

Donde U_1, U_2, U_3, U_4 son coeficientes Totales de diseño

EVAPORIZADOR-CRISTALIZADOR**(ITEM No. 33-34)**

Alimento total que ingresa al evaporador:

$$\frac{754.1 \text{ kilos}}{1000 \text{ kilos}} \times 7,845 \text{ kls/hr} = 5916 \text{ kls/hr}$$

$$= 13,045 \text{ lb/hr}$$

La cantidad de sólidos en el alimento, es de 10% a 22% a una temperatura de 55° C, según información obtenida en el proceso de manufactura del ácido cítrico.

$$0.09866 \times 13,045 = 1287 \text{ lb/hr}$$

Al finalizar el producto tendrá una concentración de 60% a 91.62% a una temperatura de 36.6°C, en base al gráfico de solubilidades del ácido cítrico en agua; en función de la Temperatura.

$$\text{Producto Total} = \frac{1287}{0.916} = 1404 \text{ lb/hr}$$

La evaporación total es:

$$13,045 \text{ lb/hr} - 1404. \text{ lb/hr} = 11,640 \text{ lb/hr}$$

$$= 672.9 \text{ kg}$$

Cálculo del Vapor, según ecuación No. (14.20) del Texto: Procesos, Transferencia de calor de Donald Kern.

$$W_s = \frac{W_e}{0.75 \times \text{número de efectos}}$$

donde W_e es el número total de libras evaporadas.

La ecuación 14.20 se basa en alimentos que entran a su punto de ebullición. Si el alimento entra bajo su punto de ebullición, el

factor 0.75 debe reducirse algo. En este caso es 0.70

$$W_s = \frac{W_e}{0.70 \times N \text{ efecto}}$$

El tiempo operacional será de 4 horas.

El número de efecto es 5, con flujos paralelos

$$11,640 \text{ lb/hr} \times 4 \text{ hr} = 46,560 \text{ lb/hr}$$

$$W_s = \frac{46,560 \text{ lb/hr}}{0.70 \times 5}$$

$$W_s = 13,302.86 \text{ lb/hr}$$

A mayor número de efectos, mayor cantidad de evaporación por libras de calentamiento admitido en el primer efecto. Los costos de operación, serán menores a mayor número de efectos

Determinación del Area:

$$A_1 = \frac{W_s \lambda_s}{U_1 (t_s - t_1)}$$

$$A_1 = \frac{13,302.86 \text{ lb/hr} \times 949 \text{ BTU/lb}}{231 (244 - 131)}$$

$$A_1 = 484 \text{ ft}^2$$

$$A_1 = A_2 = A_3 = A_4 = A_5$$

Según la ecuación 14.14 del Texto Donald Kern.

Por lo tanto el área total será

$$A_T = 2420 \text{ ft}^2$$

Cuando un evaporador - cristalizador de múltiple efecto con flujos paralelos, tienen igual Area en cada efecto, es porque la diferencia de presión entre los efectos es igual.

La capacidad del Cristalizador será:

$$\begin{aligned} 13045 \text{ lb/hr} &= 5916 \text{ lt/hr} \times 4 \text{ hr} = 23,665 \text{ lt} \\ &= 6,252 \text{ galones} \end{aligned}$$

TRANSPORTADOR TIPO GUSANO

(ITEM 15)

Consiste fundamentalmente de un gusano transportador rotatorio dentro de una canaleta estacionario. El material alimentado a la canaleta, es movido a lo largo de toda su longitud por la rotación - del gusano. El gusano esta soportado por cojinetas, las entradas salidas y otros accesorios controlan el material y su disposición.

El gusano transportador es compacto y fácilmente adaptable a lugares congestionados y sus soportes son simples y fácilmente instalables. Es versatil y puede ser montado en posiciones inclinadas, - horizontal y vertical. Puede ser usado para controlar el flujo de materia en operaciones de proceso que dependen de una dosificación precisa.

Para seleccionar un gusano transportador:

Es necesario considerar los siguientes factores:

Tipo y caracter del material:

- Peso específico del material en lb/ft^3 .

Máxima velocidad en que el material es manejado ft^3

Máximo tamaño del Terrón pulg.

- Tamaño medio del material y terrones en el material = pulg.

- Longitud del gusano, ft.

1)	Sustancia	Peso esp.	Clase
	Citrato de calcio	lb/ft^3 50	B - 16

2) Determinación del tamaño del gusano.

Clase de material	Ø gusano	Max. tamaño del terrón	Max.Veloc. Recomenda- da	Cap. a 45 RPM ft^3/h
B 16	14	2 1/2	130	4000

Nivel de carga aproximada 45%

TANQUE DE ALMACENAMIENTO**(ITEM No.2)**

CARACTERISTICAS:

$$\text{- Velocidad de alimentación : } \frac{26,924 \text{ Tons. jugo/año}}{3,432 \text{ hr/año}} =$$

$$7.845 \text{ Ton. Jugo/hr.}$$

$$\text{- Asumiendo la densidad del jugo : } 1.0 \text{ Kg/lt.}$$

$$\text{Jugo Puro : } \frac{7,845 \text{ Kg. de jugo/hr.}}{1 \text{ kg/lt.}} =$$

$$7,845 \text{ Lt. de jugo/hr.}$$

$$\text{- Tiempo de residencia : } 24 \text{ hr.}$$

TANQUE PARA EL FILTRADO**(ITEM No.6)**

$$\frac{1779 \text{ Kilos}}{1000} \times 7845 \text{ lt/} \times 2 = 27,913 \text{ lt}$$

$$= 30,000 \text{ lt}$$

$$= 7,375 \text{ Gal.}$$

TANQUE PARA ALMACENAMIENTO DE AGUA**(ITEM No. 43)**

Agua para el caldero	:	15,510 lt/hr.
Agua para el filtro No. 4 1362.6 x 7.845	:	10,690 lt/hr
Agua para el Reactor No. 7 250. x 7.845	:	1,962 lt/hr
Agua para el filtro No. 13 400 x 7.845	:	3,138 lt/hr
Agua para el Reactor No.18 370 x 7.845	:	2,903 lt/hr
Agua para el filtro No. 21 330 x 7.845	:	2,589 lt/hr
Agua para la centrífuga 1.0 x 7.845	:	8 lt/hr
		<hr/>
		36,800 lt/hr x 8 hr.
		= 294,400 lts.
		= 300,000 lts.
		= 79,261 Gal.

TANQUE PARA EL PETROLEO INDUSTRIAL No.6**(ITEM 50)**

$$14,100 \text{ kg. de } \frac{\text{vapor}}{\text{hr}} \times 2.2 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} = 31,020 \text{ lbs. de vapor/hr}$$

$$\text{Entropia del vapor} \cdot 200 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} = 1,634 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{Poder calorífico del Petróleo Industrial No. 6} = 18,600 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{Rendimiento del Caldero} : 70\%$$

$$Q = \frac{31,020 \text{ lb/hr.} \times 1634 \text{ BTU/lb}}{0.70} = \frac{72,409,543}{0.70} =$$

$$\begin{aligned} & 103,442,204.2 \\ & \frac{103,442,204 \text{ BTU/hr.}}{18,600 \text{ BTU/lb.}} = 5,562 \text{ lb/hr} \\ & \frac{5,562 \text{ lb/hr}}{2.205 \text{ lb/kg}} = 2,523 \text{ K1/hr} \\ & \frac{2,523 \text{ k1/hr}}{0.9433 \text{ k1/1t}} = 2,674.65 \text{ 1t/hr.} \\ & \frac{2,674.65 \text{ 1t/hr}}{3,785 \text{ 1t/g1}} = 707 \text{ Gal/hr.} \end{aligned}$$

Capacidad de Operación del Caldero estimado : 60%

$$707 \times 0.60 = 424 \text{ Gal/hr.}$$

$$424 \frac{\text{gal}}{\text{hr.}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d.}} \times 3 \text{ ds.} = 30,528 \text{ gal.}$$

$$\text{Remanente} = \underline{12,211.2}$$

$$\text{Capacidad del tanque No. 50} = 42,739.2 \text{ gal.}$$

TANQUE PARA EL ACIDO CLORHIDRICO(ITEM No.52)

$$\text{HCl al } 34\% \quad : \quad \frac{61 \text{ Kls}}{\text{ciclo}} \times 2 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} = 122 \text{ Kl/día}$$

Producción de agua tratada en 20 hr/día

Regeneración de la Resina 4 h /día

$$\frac{122 \text{ kls/día}}{20 \text{ hr/día}} = 6.11 \text{ kls/hr.}$$

$$\frac{6.11 \text{ kls/hr}}{1.77 \text{ kls/lt}} = 5.22 \text{ lt/hr.}$$

Agua tratada en la torre Catiónica

$$200 \text{ m}^3/\text{ciclo} \times 2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} = 400,000 \text{ lt/día}$$

$$\frac{400,000 \text{ lt/día}}{20 \text{ hr/día}} = 20,000 \text{ lt/hr}$$

$$\frac{5.22 \text{ lts HCl/hr} \times 1000 \text{ lts de agua}}{20,000 \text{ lt. agua/hr.}} = 0.261 \text{ lt HCl/100}$$

Se estima una alimentación de 20,000 lt/hr a los intercambiadores iónicos para obtener aproximadamente 18,400 lt/hr.

En efecto el gasto de HCl es:

$$5.22 \frac{\text{lt}}{\text{hr}} \times 20 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 2 \text{ circuitos} = 209 \text{ lts/día}$$

Provisión mínima un camión tanque de 2,000 gl. capacidad del tanque: 10,000 lts. = 2,642 gl. tanque forrado con jebe y tapa.

TANQUE PARA LA SODA CAUSTICA

$$\text{NaOH al 50\% : } 66.2 \frac{\text{Kls}}{\text{ciclo}} \times 2 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} = 132.4 \text{ kls/día}$$

$$\frac{132.4 \text{ kls NaOH/día}}{20 \text{ hr/día} \times 1.23 \text{ Kl/lit}} = 5.38 \text{ lit/hr}$$

$$\frac{5.38 \text{ lts. NaOH/hr} \times 1000 \text{ lts. agua}}{20,000 \text{ lit/hr}} = 0.269 \text{ lit/1000 lts. de agua}$$

Gasto de NaOH:

$$5.38 \frac{\text{lts}}{\text{hr}} \times 20 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 2 \text{ circuitos} = 215 \text{ lit/día}$$

Pedido mínimo : 2000 gl.

BOMBA DE DESCARGA DEL JUGO(ITEM No.1)

Velocidad de descarga del jugo y otros materiales: 7,845 lit/hr

$$\text{Sólido : } \frac{151.4 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lit/hr} = 1188 \text{ kls/hr.}$$

$$\frac{1188 \text{ kls/hr}}{1 \text{ kl/lit}} = 1188 \text{ lit/hr}$$

Alimentación total de la bomba : 9033 lit/hr

Tiempo estimado de descarga de los tanques de la planta de Aceite esencial : 30 minutos, 3 veces/día

$$\frac{9033 \text{ lt/hr} \times 20 \text{ hr/día}}{3 \text{ operaciones/día} \times 30 \text{ min.}} = 2007 \text{ lt/min.}$$

$$\frac{2007 \text{ lt/min.}}{3.785 \text{ lt/gl}} = 530 \text{ GMP}$$

Capacidad de la bomba : 550 GPM

BOMBA PARA EL FILTRO ROTATORIO

(ITEM No. 3)

Alimento Total

$$\frac{7,845 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3.785 \text{ lt/gl}} = 34.6 \text{ GPM}$$

Capacidad de la Bomba : 35 GPM

BOMBA DEL REACTOR

(ITEM No. 5)

Alimento total

$$\frac{1779 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 13957 \text{ lt/hr}$$

$$\frac{13957 \text{ lt/hr}}{15 \text{ min/hr} \times 3.785 \text{ lt/gl}} = 246 \text{ GPM}$$

Capacidad de la Bomba = 246 GPM

BOMBA PARA EL FILTRO PRENSA**(ITEM No. 12)**

$$\text{Alimento total} : \frac{2447 \text{ kls}}{5000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 19197 \text{ lts/hr}$$

La bomba trabaja aproximadamente 50% más que la bomba No. 3, por lo tanto la capacidad es el doble.

$$\frac{19197 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3.785 \text{ lt/gl}} = 86 \text{ GPM}$$

Capacidad de la Bomba : 90 GPM

B O M B A S**(ITEM No. 20 - 23)**

$$\text{Alimento total} : \frac{989 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 7759 \text{ lt/hr}$$

Esta bomba trabaja 50% más que la bomba No. 3; luego la capacidad es el doble.

$$\frac{7759 \text{ lt/hr}}{30 \text{ min/hr} \times 3,785 \text{ lt/gl}} = 68 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 70 GPM

BOMBA PARA LOS INTERCAMBIADORES IONICOS**(ITEM No. 27)**

$$\text{Alimento : } \frac{771.3 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 6051 \text{ lt/hr}$$

$$\frac{6051 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3,785 \text{ lt/gl}} = 26.8 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 30 GPM

BOMBA PARA EL EVAPORADOR - CRISTALIZADOR**(ITEM No. 34)**

$$\text{Alimento total : } \frac{754 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 5915 \text{ lt/hr}$$

$$\frac{5915 \text{ lt} \times 4 \text{ ciclos/operación}}{30 \text{ min} \times 3,785 \text{ lt/gl.}} = 208 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 210 GPM

BOMBA PARA LA CENTRIFUGA**(ITEM No. 35)**

$$\text{Alimento total : } \frac{82.2 \text{ kls}}{1000 \text{ kls}} \times 7,845 \text{ lt/hr} = 645 \text{ kl/hr}$$

Densidad de ácido cítrico 1.5 hasta 1.7

$$\frac{645 \text{ kl/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3.785 \text{ lt/gl} \times 1.5 \text{ kl/lt.}} = 1.90 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 2 GPM

BOMBA VERTICAL PARA EL POZO**(ITEM No. 40)**

Alimento : 36,800 lt/hr

$$\frac{36,800 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3,785 \text{ lt/gl}} = 162 \text{ GPM}$$

Otros Servicios		100 GPM
		262 GPM

Capacidad de la bomba : 300 GPM

BOMBA PARA AGUA PURIFICADA**(ITEM No. 44)**

Alimento total : 36,800 lt/hr

$$\frac{36,800 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3,785 \text{ lt/gl}} = 162 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 200 GPM

BOMBA PARA AGUA AL CALDERO**(ITEM No. 46)**

Alimento total: 15,510 lt/hr

$$\frac{15,510 \text{ lt/hr}}{60 \text{ min/hr} \times 3,785 \text{ lt/gl}} = 69 \text{ GPM}$$

Capacidad de la bomba : 80 GPM

FILTRO ROTATORIO AL VACIO

Según el Balance de Masa tenemos de alimentación

	% Peso	kl/hr	lb/hr
Sólido	15.2	1192	2,628
Líquido	<u>84.8</u>	<u>6653</u>	<u>14,670</u>
	100.0	7845	17,296

Balance de Material:

$$LA(1-\epsilon)\rho_s = W(V + \epsilon LA)$$

donde

s = Densidad de los sólidos

W = Peso de sólidos en la Suspensión de alimentación por volumen de líquido en esa suspensión

V = Volumen de filtrado que ha pasado a través de la torta.

L = Espesor de filtración = 4" = 0.333 ft.

ϵ = Porosidad

$$W = \frac{1192 \times 2.2}{6653 \times 2.2} = \frac{2622.4}{234.56} \quad \frac{\text{lb de sólido}}{\text{ft}^3 \text{ de H}_2\text{O}} = 11.18$$

62.4

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{producto}}}{\rho_{\text{torta seca}}}$$

$$\epsilon = 1 - \frac{83.09 \text{ lb/ft}^3}{98 \text{ lb/ft}^3}$$

$$\epsilon = 0.152$$

$$\text{Volumen} = \frac{6653 \times 2.2}{62.4} = 234 \text{ ft}^3$$

Reemplazando se determina el Area

$$0.333 \text{ ft} \quad A(1-0.152) \quad 98 \text{ lb/ft}^3 = 11.18 (234 + 0.152 \times 0.333A)$$

$$27.673A = 2616.12 + 0.5658A$$

$$27.107A = 2616.12$$

$$A = 96.51 \text{ ft}^2$$

TANQUE PARA PREPARAR LA PULPA DE DIATOMITA -

PRECAPA DEL FILTRO

(ITEM No. 56 - 57)

Area del filtro 100 ft²

Espesor de la precapa : 4 pulgadas

$$100 \text{ ft}^2 \times \frac{4 \text{ ft}}{12} = 33.33 \text{ ft}^3 \text{ de diámetro}$$

Pulpa 90 partes de agua por 10 partes de diatomita
 1 parte de agua por X partes de diatomita

$$X = \frac{10}{90} = 0.10. \text{ de diatomita/1 parte de agua}$$

En efecto

0.10 partes de diatomita por 1 parte de agua
 33.3 partes de diatomita por Y partes de agua

$$Y = \frac{33.3}{0.1} = 333.0 \text{ ft}^3 \text{ de agua}$$

$$= 333.0 \text{ ft}^3 \times 7.481 \text{ gl/ft}^3 = 2491.0 \text{ gl.}$$

Capacidad del tq : 2491
2,500 galones

Agitador con motor : potencia recomendada : 20 Hp.

DIATOMITA REQUERIDA

Densidad aparente de la Diatomita 17 lbs/ft³

$$17 \frac{\text{lbs}}{\text{ft}^3} \times 33.3 \text{ ft}^3 = 566.1 \text{ lbs. de diatomita}$$

cambio de la precapa cada 8 horas

tiempo de operación de la Planta 3432 $\frac{\text{hr}}{\text{año}}$

$$\frac{566.1 \text{ lbs} \times 3432 \text{ hr/año}}{8 \text{ hr} \times 2.2 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{Ton}}} = 110.38 \text{ Ton/año}$$

$$\text{Estimado : } 0.0073 \frac{\text{Ton}}{\text{Ton de jugo}} \times 26,924 \frac{\text{Ton jugo}}{\text{año}} = 197 \frac{\text{Ton}}{\text{año}}$$

CENTRIFUGA TIPO CANASTA CON PERFORACIONES

(ITEM No.36)

Carga total 82.2 kls/1000 de jugo x 7,845 kl/hr = 645 kl/hr.

Densidad aparente de Acido Cítrico : 25 kl/ft³

$$\frac{645 \text{ kls/hr}}{25 \text{ kls/ft}^3} = 26 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Tiempo de operación : 3 veces/hr.

$$\text{Capacidad de la Centrífuga teórico} = \frac{26}{3} : 9 \text{ ft}^3$$

Potencia del Motor Estimado : 10 Hp

FILTRO PRENSA
(ITEM 13 - 21)

DESCARGA DEL FILTRO

Líquido (Agua)

$$\frac{2257 \text{ kg}}{1000 \text{ kg}} \times \frac{7,845 \text{ lt}}{\text{hr}} = 17,706 \text{ lts/hr}$$

$$\frac{17,706 \text{ lts}}{\text{hr}} \times \frac{20 \text{ hr}}{\text{día}} = 354,123 \text{ lt/día}$$

$$\frac{354,123 \text{ lts/día}}{3 \text{ veces/día}} = 118,041 \text{ lt/operación}$$

Sólido (Citrato de Calcio)

$$121.8 \text{ kls/1000 kls} \times 7,845 \text{ kls/hr} = 955.52 \text{ kl/hr.}$$

Densidad Aparente del Citrato de Ca : 50 kls/ft³

$$\frac{955.52 \text{ kls/hr}}{50 \text{ kls/ft}^3} = 19.11 \text{ ft}^3$$

Capacidad del filtro : 20 ft³

En el catálogo start systems a un filtro de 20 ft³, le corresponde un área del filtro de 240 ft² y 80 platos

SECADOR ROTATORIO**(ITEM No. 37)**

$$\begin{aligned} \text{Alimento Acido Cítrico hidratado} &= \frac{74.4 \text{ kl}}{1000 \text{ kl}} \times 7.845 \text{ kl/hr.} \\ &= 584 \text{ kl/hr} \end{aligned}$$

$$\text{Capacidad del secador : } 584 \frac{\text{kl}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.454} = 1286 \text{ lb/hr.}$$

FILTRO CLARIFICADOR - 2 UNIDADES (PAPEL)**(ITEM No. 28)**

Velocidad de descarga : 771.3 lt/1000 de jugo

$$\frac{771.3 \text{ lt} \times 7.845 \text{ kl/hr} \times 2.2 \text{ lb/kl}}{3.785 \text{ lt/gal} \times 60 \text{ min/hr}} = 58.6 \text{ GPM}$$

En el catálogo al tamaño mínimo de un filtro Niágara corresponde - una velocidad de flujo 65 GPM
filtro de un área de 100 ft²

FILTRO PARA CARBON - TIPO NIAGARA**PAPEL****(ITEM No.32)**

Capacidad del filtro .- 30 GPM

FILTRO PARA EL PETROLEO INDUSTRIAL No.6**SERVICIO CONTINUO - DOBLE TAMIZ****(ITEM No. 48)**

Consumo de petroleo en el Caldero : 429 GPM

$$\frac{424 \text{ gls/hr}}{60 \text{ min/hr}} = 7.10 \text{ GPM}$$

Recirculación : 21.30 GPM

Capacidad del Filtro 28.40 GPM

CALDERO

La cantidad de vapor será:

kl/hr.

En el evaporador - Cristalizador : 6,033

En el Reactor No.7 : 4,033.5

En el Reactor No.29 : 4,033.5

TOTAL : 14,100 kl/hr.

Según el Manual del Ing. Químico, se tiene que 1 Hp/hr del caldero equivale a 15.65 kls vapor

$$\frac{14,100 \text{ kl/hr}}{15.65 \text{ kls/Hp}} = 900 \text{ Hp/hr}$$

Potencia del caldero : 900 Hp/hr.

A N E X O 2

**CONTROL DE CALIDAD DEL PRODUCTO
FINAL**

(ACIDO CITRICO)

CONTROL DE CALIDAD DEL PRODUCTO FINAL

(ACIDO CITRICO)

- ANALISIS QUIMICO. -

a. Acidez total

Colóquese en un matraz 3 gr. de ácido cítrico pesados con precisión, disuélvase el ácido en 40 ml. de agua destilada y titúlese con una solución de NaOH 1 N, usando una solución reactivo de fenolftaleína como indicador hasta la aparición de un color rosa permanente.

Cálculése el % de ácido cítrico en $C_6H_8O_7 \cdot H_2O$ por medio de la siguiente fórmula:

$$A.C. = \frac{100 \times 0.07005 G}{P} \quad \text{en la que:}$$

A.C. = % de ácido cítrico con una molécula de agua

G = Número de ml. de solución de NaOH usados

P = Peso de la muestra usada

b. Resíduo por ignición

Pesense 5 gr. de muestra en crisol de platino, quemese con cuidado al principio y enseguida calcínese a 800° C.

Calcúlése el % de residuo por incineración por medio de la siguiente fórmula:

$$R = \frac{100 (b - c)}{a - c} \quad \text{en la que:}$$

R = % de residuo por incineración

a = Peso del crisol con la muestra

b = Peso del crisol con residuo

c = Peso del crisol vacío

c. Determinación de Fosfatos

Prepárese la solución reactivo de fosfato y la solución tipo de fosfato.

La primera solución constará de 2 soluciones: I y II respectivamente.

Solución I.- Disuélvase 5 gr. de molibdato de uranio en 100 ml. de H_2SO_4 1 N.

Solución II.- Disuélvase 0.2 gr. de sulfato de para-metil aminofenol en 100 ml. de agua destilada y agreguense 20 gr. de bisulfito de sodio. Deberá mantenerse este reactivo - en un frasco hermeticamente cerrado y su duración será de 15 días.

Solución Tipo de fosfato.- Disuélvase 0.1432 gr. de fosfato diácido de potasio en 1000 ml. de agua destilada.

$$1 \text{ ml.} = 0.1 \text{ mg. de } PO_4$$

Procedimiento:

Disuélvase 2 gr. de muestra con 5 ml. de agua destilada en un crisol de platino, agreguense 0.3 gr. de nitrato de magnesio e incinerese. Caliéntese el residuo con 2 ml. de H_2SO_4 al 25% y 5 ml. de agua destilada, diluyase después con 15 ml. de agua destilada y filtrese.

Agreguense al filtrado 1 ml. de la solución reactivo y 1 ml. de la II, calientese a $60^\circ C$ durante 5 minutos en un vaso tapado para evitar proyecciones, una vez frío pásese cuantitativamente a un tubo de Nessler de 50 ml. y aforése. Cualquier color azul resultante, dentro de los 2 minutos siguientes no deberá ser más intenso que el de la solución tipo de fosfato y aforándose a 50 ml. con agua destilada.

d. Determinación de Hierro

Prepárese la:

Solución Tipo.- Disuélvase 0.8635 gr. de sulfato de hierro y amonio dodecahidratado en 10 ml. de solución sulfúrica al 10% de H_2SO_4 . Agreguense para lograr una perfecta disolución de 5 a 10 ml. de agua destilada fría. Aforese la solución a 1000 ml., 1 ml = 0.1 mg. de He.

Solución reactivo.- Disuélvase 8 gr. de sulfocianuro de sulfocianuro de amonio en 20 ml. de agua destilada y aforese a 100 ml.

Procedimiento

Pesense 2 gr. de ácido cítrico; disuélvase en 20 ml. de agua destilada, agreguense 5 gotas de ácido nítrico y hiervase durante 4 minutos. Enfriese, diluyase con 15 ml. de agua destilada, transfírase cuantitativamente a un tubo de Nessler de 50 ml. y agreguense 2 ml. de HCl y 2 ml. de la solución reactivo. Cualquier color rojo resultante, dentro de los 5 minutos siguientes no deberá ser más intenso que el de una prueba testigo preparada tomándose 20 ml. de la solución tipo, agregándose 2 ml. de la solución reactivo y aforándose a 50 ml. con agua destilada.

e. Determinación de metales pesados

Prepárese la:

Solución reactivo de plomo.- Disuélvase 0.1598 gr. de nitrato de plomo en 100 ml. de agua destilada que contenga 1 ml. de ácido nítrico y diluyase hasta 1000 ml. con agua destilada.

Solución tipo de plomo.- La solución tipo deberá ser preparada en el momento de usarse y se hará de la manera siguiente

te: midanse con exactitud 10 ml. de la solución anterior y diluyase hasta 100 ml. con agua destilada.

1 ml. = 0.01. mg. de Pb.

Solución reactivo de fenolftaleína.- Disuélvase 1 gr. de fenolftaleína en 100 ml. de alcohol etílico.

Procedimiento:

Solución A .- En un tubo de Nessler de 50 ml. viertase 2 ml. de ácido acético al 6% y 20 ml. de solución tipo de nitrato de plomo, agreguese agua destilada hasta el aforo.

Solución B.- Disuélvase 6 gr. de la muestra en 10 ml. de HCl diluído al 10%. Evapórese la solución a sequedad en B.M. y disuélvase el residuo con 20 ml. de agua destilada. Añádase una gota de solución reactivo de fenolftaleína y después gota a gota la cantidad suficiente de hidróxido - de amonio al 10% para dar a la solución un color rosado - pálido. Enfriese, añádense 2 ml. de ácido acético al 6% y transfierase cuantitativamente a un tubo de Nessler de 50 ml. Agreguese a los tubos de Nessler que contienen - las soluciones "A" y "B" 10 ml. de solución saturada de H_2S , agítase y aforese, dejese en reposo durante 10 minutos y observese hacia abajo sobre una superficie blanca. El color de la solución "B" no deberá ser más obscuro que el de la solución "A".

f. Determinación de Oxalatos

Pesense 5 gr. de muestra, disuélvase en 25 ml. de agua destilada, y añádase 2 ml. de acetato de calcio al 10%. Al cabo de 4 horas no deberá observarse aopalescencia ni precipitado.

g. Determinación de Sulfatos

Prepárese la:

Solución tipo.- Disuélvase 0.1814 gr. de sulfato de potasio en 10 ml. de agua destilada y aforese a 1000 ml. - 1 ml. = 0.1 mg. de SO_4 .

Solución reactivo.- Disuélvase 12 gr. de cloruro de bario en 40 ml. de agua destilada en un matraz y aforese a 100 ml.

Procedimiento:

Pesese 1 gr. de ácido cítrico, disuélvase en una cápsula de porcelana con 10 ml. de agua destilada, agreguese en pequeñas porciones 0.5 gr. de carbonato de sodio, y evapórese con cuidado.

Agreguese al residuo 10 ml. de agua y 1 ml. de solución al 30% de agua oxigenada, hiervase durante 3 minutos, después agreguese 2 ml. de HCl y evapórese a sequedad en B.M. Trátase el residuo con 10 ml. de agua y fíltrese, lávese con 10 ml. de agua y agreguese al filtrado 0.5 ml. de HCl 1 N y 1 ml. de solución reactivo. Cualquier turbidez resultante, dentro de los 5 minutos siguientes no deberá ser más intensa que la de una prueba testigo preparada en la forma siguiente: evapórese a sequedad 0.5 gr. de carbonato de sodio, 1 ml. de solución al 30% de agua oxigenada y 2 ml. de HCl, disuélvase el residuo con 10 ml. de agua destilada; agreguese 20 ml. de una solución hecha en la forma siguiente: tomense 10 ml. de la solución tipo y aforese a 100 ml.

Finalmente agreguese 0.5 ml. de una solución normal de HCl y 1 ml. de la solución reactivo.

- Análisis Organoléptico

Se evaluará las siguientes propiedades del producto final: forma de los cristales, solubilidad en agua y alcohol, y cuidadosamente un sabor ácido.

A N E X O 3

COSTO DE TERRENO Y OBRAS CIVILES

COSTO DE TERRENO Y OBRAS CIVILES

a) **COSTO DE TERRENO**

Se considera un área necesaria de 1400 m² y el precio de venta del terreno, es de S/.35,000 m² información brindada por el Ministerio de Industria y Turismo - para el Parque Industrial de Chulucanas.

b) **OBRAS CIVILES**

	US \$
- Administración y Almacén 300 m ² x 103.44 US \$	31,032
- Áreas Cerradas y Techadas 205 m ² x 98.62 US \$	24,625
- Área Abierta Techada 750 m ² x 77.00 US \$	57,750
- Área Abierta 350 m ² x 50 US \$	17,500
- Pozo de Agua	<u>15,000</u>
	145,907

CAPITAL DE TRABAJOCAJA MINIMA

US \$

Sueldo y salarios (1 mes)

8,865

Servicios industriales (1 mes)

375

9,240

INVENTARIO PRODUCTO TERMINADOCapacidad de Almacenamiento
(1 mes de operación)

121,000

CUENTAS POR COBRAR121 TON/mes x 4500 US \$
(70 TON Ingresa al mercado)

272,250

CUENTAS POR PAGARMateriales tal como
HCl, H₂SO₄, NaOH,
diatomita, CaOH, etc.(-30,898)

371,592

BIBLIOGRAFIA

1. F.H.S. WARNEFORD AND F. HAQDY; Manufacture of calcium citrate and citric acid from lime juice, Ind. Eng. Chem. 17,1283 6 - (1925) Patente 15917 - ITINTEC.
2. B. MELIS; Improvements and innovations in the industrial extraction of citric acid from lemon juice, Ann. Chim. Applicata 16, 136 - 41 (1926) Patente 15918 ITINTEC
3. KC. PATNAYAK AND C.J. DASSA RAO.; The production of citric acid. from citrus Fruits, Ind. News Ed. 4, 91 - 2 (1941) Patente 15919 - ITINTEC
4. GLENN H. JOSEPH; Citrus products a quarter century of amazing Progress, Econ. Botany 1, 415 - 26 (1947). Patente 15920 - ITINTEC
5. CAMILO SCANDURA AND LUCIANO PENNISI; Direct cristallization of citric acid from lemon juice, Ann. Sper. Agrar. (1950) Patente 15922 - ITINTEC
6. PADIVAL, R.A. BH ATNAGAR, H.C. NAIR K.G. NARAYANA, K.; Preparation of calcium citrate and sodium citrate from limes, Journal of Food Science and Techonologn (1971), Patente 1923 ITINTEC
7. B - MELIS; The economic production of calcium citraté in a state of great purity, Gior. Chim. Ind. Applicat A. (1977) Patente 15925 - ITINTEC
8. MULLIN J.W. Desupersaturation of solid solutions in a agitated cristalizer, Inst. Inorg. Chem. (1972). Patente 15926 ITINTEC.

9. H.D. POORE; "Effect of dialysis on direct crystallization of citric acid from lemon juice"; Industrial and Engineering Chemistry Vol. 15, No.8 pp. 775 - 778 - 1923
10. El mercado de los productos químicos a base de sacarosa, en especial.
El ácido cítrico, el sorbitol y los esteres del azúcar, Centro de Comercio Internacional Unctad - Gatt - Ginebra 1972
11. El mercado del ácido cítrico, Comercio Exterior, Vol. 28, No.7, pp. 885 - 899 - 1978
12. ACUÑA PINAND LEONCIO LUIS; "Estudio de pre-factibilidad para la instalación de una fábrica para la extracción de aceite esencial de limón" 1981, Biblioteca UNI - Industriales
13. SARA ATALA; Instalación de una planta para la industrialización de cítricos, 1980 - Biblioteca UNI - Industriales
14. LUIS JAIME BUSTAMANTE; Estudio de factibilidad para la implementación de una fábrica para la obtención de jugos simples concentrados y cremogenados de fruto, 1980 - Biblioteca UNI Industriales
15. VARGAS RODRIGUEZ REYNALDO ALEJANDRO
CASTRO QUIROZ RAQUEL ESPERANZA; Proyecto de investigación - tecnológica para refinar aceites esenciales extraído de la corteza de limón y naranja de consumo nacional, 1980 - Biblioteca UNI - Industriales
16. Mc. CABE, W.L, SMITH J.C.; Operaciones básicas de Ingeniería química, Barcelona, Edit. Reveste S.A. Edición en Español - 1975

17. PERRY, ROBERT M, CHILTON, CECIL H.; Chemical engineer's hand book, Kogakusha, Mc. Gran Hill, 1973 secciones, International student. Edition. 5a. edición
18. SMITH, J.M. VAN NESS, H.C.; Introduction to chemical engineering thermodynamics, Tokyo Mc. Graw - Hill Kogakusha LT. D, International student. edition, 30 edition, 1975
19. TREYBAL, ROBERT E; Mass - Transfer operations, New York, Mc Graw Hill Book Co., 2da. Edic. 1968
20. KERN, D.Q.; Process heat transfer, Tokyo, Mc. Graw Hill Kogakusha International Student Edition, 1950
21. HOWGEN, O.A. WATSON, K.W. RAGATZ, R.A.; Principios de los procesos químicos, parte 1, balances de materias y energía Barcelona Editorial Reveste S.A. 1972
22. FOUST, ALAN S., WENZEL, LEONARD A, CLUMP, CURTIS W., Principios de operaciones unitarias, México, Co. Editorial Continental S.A. 1975, la edición, 7° impresión
23. REFINACION Y PETROQUIMICA - FASE I; Investigación y desarrollo, Centro de Capacitación - PetroPerú - 1976
24. J.M. SMITH; Ingeniería de la cinética química 1974 - 7o. Impresión
25. SIMON ANDRADE E.; Proyecto de inversión criterios de formulación - tomo 1, Editorial Lucero - 1982 - Tercera Edición

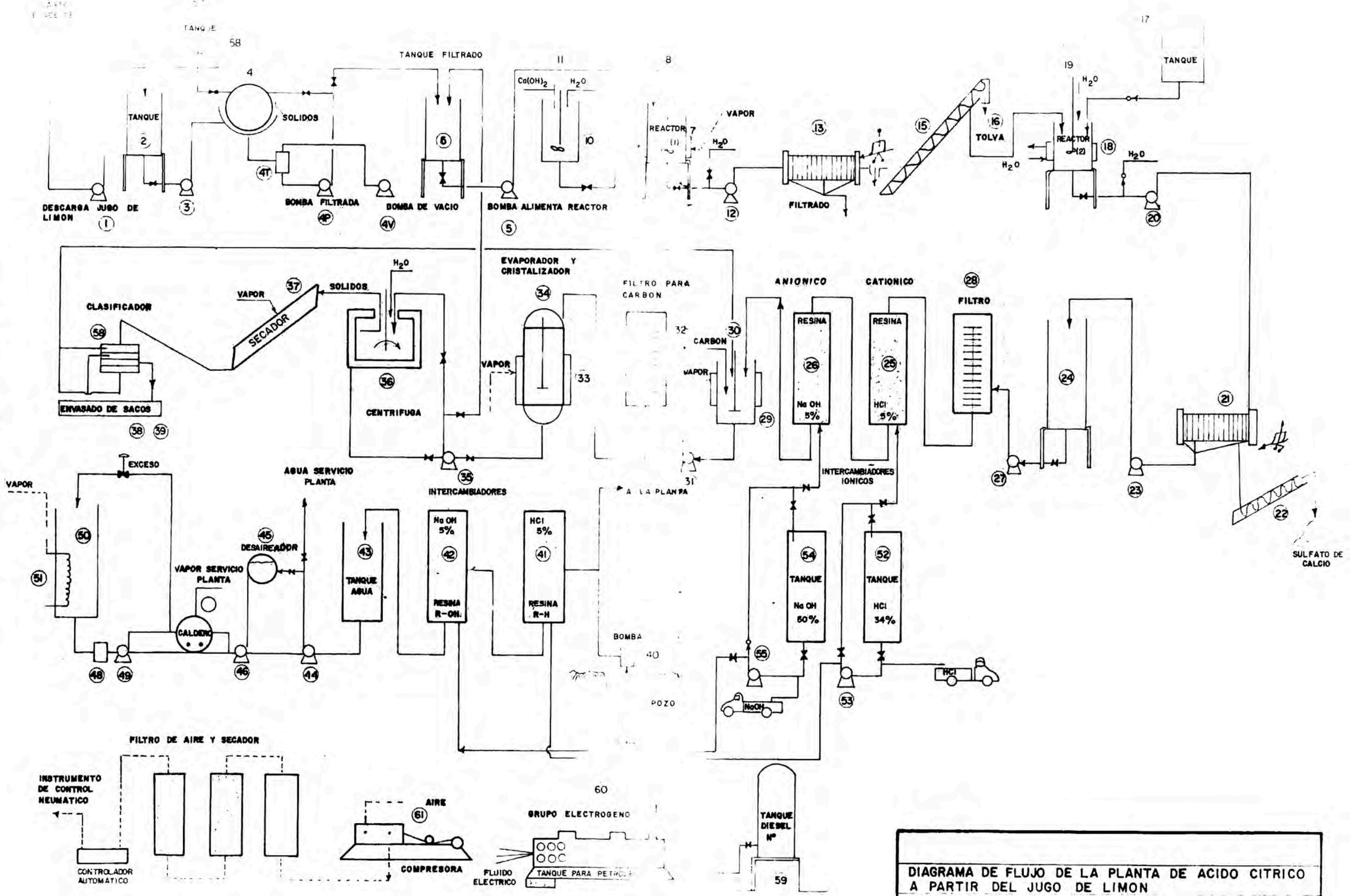
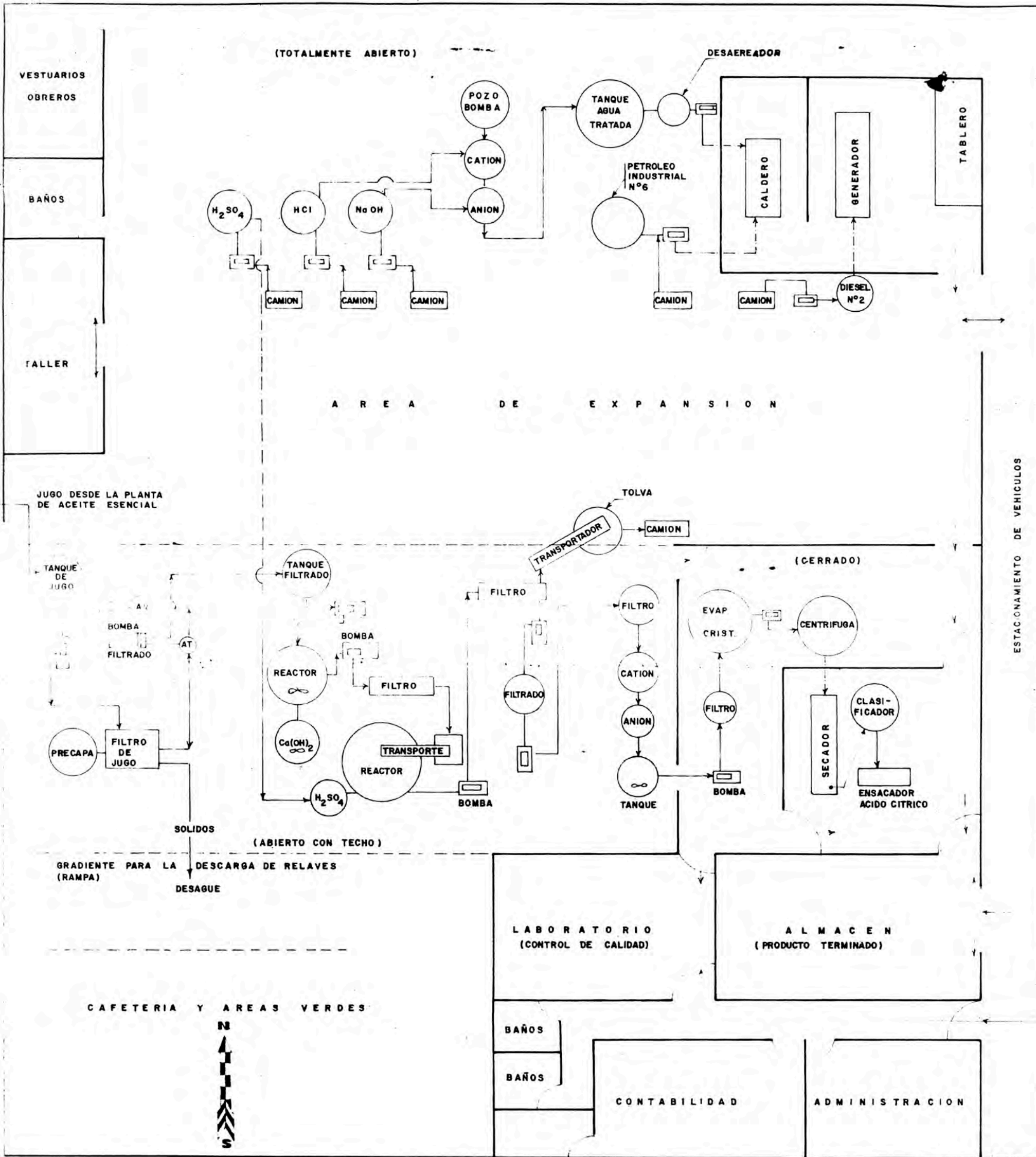


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL JUGO DE LIMON
 DIBUJADO: L. CHA M. A. DEL C. E.
 REVISADO: ING. M. N. V.
 FECHA: OCT '84



DISTRIBUCION PRELIMINAR DE LA PLANTA DE ACIDO CITRICO A PARTIR DEL JUGO DE LIMON		
DIBUJADO POR L. E. CH. A M. A. DEL. C. E.	REVISADO ING° M. N. V.	FECHA OCT. '84