



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**FACTIBILIDAD TÉCNICA-ECONÓMICA DE UN PROCESO PARA LA
OBTENCIÓN INDUSTRIAL DE ÁCIDO CÍTRICO**

Tutor académico:

Ing. Carlos Hernández

Elaborado por:

Herrera M., Oscar E.

Silva B., Brenly V.

Diciembre, 2006



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**FACTIBILIDAD TÉCNICA-ECONÓMICA DE UN PROCESO PARA LA
OBTENCIÓN INDUSTRIAL DE ÁCIDO CÍTRICO**

Trabajo especial de grado presentado ante la ilustre Universidad de Carabobo
para optar al título de Ingeniero Químico

Tutor académico:

Ing. Carlos Hernández

Elaborado por:

Herrera, Oscar E.

Silva, Brenly V.

Diciembre, 2006



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



CONSTANCIA DE APROBACIÓN

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado para estudiar el Trabajo Especial de Grado titulado: **FACTIBILIDAD TÉCNICA-ECONÓMICA DE UN PROCESO PARA LA OBTENCIÓN INDUSTRIAL DE ÁCIDO CÍTRICO**, realizado por los bachilleres **Herrera M., Oscar E.** y **Silva B., Brenly V.**, C.I.: 14.393.479 y C.I.: 16.399.650 respectivamente, hacemos constar que hemos revisado y aprobado dicho trabajo y que no nos hacemos responsables de su contenido, pero lo encontramos correcto en su forma y presentación.

Ing. Carlos Hernández
Presidente

Ing. Vanessa Altomare

Ing. Yxmit López

Valencia, Diciembre de 2006



Dedicatoria

A Dios por brindarme la fe, la paciencia y la perseverancia necesaria para el logro de este bello sueño.

A mis padres Belkis y Valmore, por todo el cariño, el amor y apoyo brindado a lo largo de mi carrera y mi vida. Ustedes son la gran base de la persona que soy. Este triunfo es para ustedes.

A mi hermana Belkis por estar siempre a mi lado, en las celebraciones y en los momentos tristes y quien junto a sus hijos, mis bellos sobrinos: Yisel, Yisbel, "Chichito" y Carlitos con sus sonrisas y travesuras han brindado alegría y bellos momentos a la familia.

A mi tía Mary, siempre presente en todos los momentos especiales de la familia, su cariño, amor y su toque artístico nunca faltan en ellos.

A mis tíos Chicho y William, mi primo Fran Rafael, mi abuela Delfina, mi tía "La Nene" cuyo recuerdo siempre permanecerá en mi mente y en mi corazón.

Para ustedes con todo el cariño del mundo...

Brenly



Agradecimientos

A la Universidad de Carabobo y a nuestros profesores que hacen vida en ella por su dedicación y constancia, permitiendo que los sueños de ayer se conviertan en la realidad de hoy.

A Mario Rossi y la Prof. Vanesa Altomare por todo su gran apoyo, colaboración y orientación en la realización de esta investigación. A través de Uds. se sentaron las bases para el desarrollo de este proyecto y gracias a su ayuda se vencieron los muchos obstáculos presentados.

A nuestro tutor, Prof. Carlos Hernández, por toda su ayuda, paciencia y orientación que permitieron darle vida a este proyecto.

Al Consejo de Desarrollo Científico y Humanístico (CDCH).

Al Centro de Investigaciones Químicas (CIQ), especialmente a la Prof. Lisbeth Manganiello.

Al Lic. Luis González, perteneciente al Laboratorio de Micología de la Facultad de Ciencias de Salud.

A Milagros Araujo, Francisco Rojas, Edmilcar Riera, Franklin Álvarez, Arnardo Rojas y muy especialmente a Paula Izaguirre, por todo el apoyo y colaboración prestada ante los obstáculos e inconvenientes surgidos durante la realización de este proyecto.

A mi gran amigo Ronix, por estar siempre a mi lado, por todos estos años de amistad sincera compartiendo los muchos momentos alegres de nuestras vidas que te han convertido no solo en un gran amigo sino en un hermano para mí.



SUMARIO

El presente trabajo tiene como finalidad establecer la factibilidad técnico-económica de un proceso para la obtención industrial de ácido cítrico mediante la aplicación de una investigación que involucra la realización de un diagnóstico del mercado, identificación de tecnologías, síntesis a nivel de laboratorio, análisis técnico-operativo, diseño del proceso y evaluación económica del mismo.

La investigación plantea un estudio con un nivel de profundidad de proyecto factible, teniendo como centro logístico y de apoyo a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Carabobo generando con ello una fuente de información teórico-práctica en el área de producción de compuestos orgánicos; específicamente, ácido cítrico. Además, se procura crear una propuesta para el diseño de una planta de obtención de ácido cítrico en vista de la ausencia de un proceso de producción a escala industrial en el país. Para ello, se adopta una estrategia de tipo experimental enmarcada en análisis técnicos de la información disponible y en la aplicación de métodos o técnicas de diseño y evaluación de la factibilidad.

En los procedimientos efectuados para la obtención de ácido cítrico a nivel de laboratorio, se emplea la técnica de cultivo sumergido a concentraciones de azúcares disueltos de 10, 15 y 20 % p/v con un tiempo de incubación de seis días y un pH inicial igual a 5.5 y 6.5 mientras que para su inoculación se utiliza una cepa salvaje del hongo *Aspergillus niger* provisto por el laboratorio de micología de la Facultad de Ciencias de la Salud (FCS) de la Universidad de Carabobo.

En el estudio de mercado se realiza un enfoque de la demanda nacional y sus importaciones, recurriendo para ello a fuentes de información gubernamentales y bibliográficas. Por otra parte, para el análisis técnico-operativo se toman en cuenta tecnologías tanto de producción como de recuperación con aplicación a nivel industrial. En cuanto al análisis económico, se estiman los indicadores económicos valor presente neto, equivalente anual, tasa interna de retorno y tiempo de pago; además de la realización de un análisis de sensibilidad variando parámetros como tasa mínima de rendimiento e ingresos brutos.



El estudio de mercado proyecta una demanda creciente del producto en un país netamente importador. Se encuentra como la mejor combinación factible para la obtención industrial del ácido cítrico la vía fermentativa y la precipitación por sales de calcio para su recuperación. Los rendimientos más favorables se obtienen a una concentración de azúcares disueltos de 15% p/v, un pH inicial de 6.5 y tiempo de incubación de 6 días con agitación lenta y aireación sumergida con un alto porcentaje en peso al realizar ensayos de caracterización empleando métodos titulométrico y espectrofotométrico en la región ultravioleta visible (UV) de $(40,63 \pm 0,01)\%$ y $(62,86 \pm 0,01)\%$ respectivamente. La síntesis realizada en los medios contentivos de un 10%, 15% y 20% de azúcares presentan los siguientes rendimientos $(1,372 \pm 0,002)\%$, $(0,930 \pm 0,002)\%$ y $(1,646 \pm 0,002)\%$

En el análisis técnico-operativo se establece una capacidad de planta de 2000 TM/año y como ubicación geográfica se selecciona al estado Carabobo. En el diseño del proceso se definieron cinco secciones: una sección de biorreacción, una de recuperación, purificación, separación y por último una sección de secado y empaçado. Para esta planta se estima una inversión de capital de aproximadamente 5,7 millones de dólares con un valor presente neto (VPN), equivalente anual (EA) y tasa interna de retorno (TIR) iguales a 2.797,45 \$, 389.040 \$y 20,84%, respectivamente para el capital propio; y 2.172.220 \$, 318.930 y 17,94% para el capital total. La inversión inicial se recupera en 5 años.

Después de realizar este trabajo, se concluye que, es factible la implementación en el país de una planta industrial para la producción de ácido cítrico y la principal recomendación que surge del mismo es la realización de un estudio a nivel de planta piloto en el cual se optimicen las variables de proceso y se especialicen los procedimientos industriales.



A Vicente, mi amigo “A.1”, por tu confianza y apoyo incondicional, por estar allí cuando lo he necesitado, por los momentos compartidos y las sonrisas brindadas... por tu sincera y gran amistad.

A mis amigos Yorman, Yuset, “Mayita”, Marian, Yngrid, mi queridísimo “compañero de tesis” Fernando, por todo el apoyo, la motivación y por brindarme una mano amiga cuando lo necesité.

A mis amigos Adrianita, Jesús Bárcenas, Manuel, Luis, Vanessa, Mariely, Karol, María Inés, Sheyla... a toda la bella “Promo 38”.

A mis amigas Dubraska y Linda, los inicios de este sueño que hoy cobra vida se encuentran envueltos en la bella y sincera amistad que nos reunió.

A ustedes amigos, mi más especial agradecimiento por todos esos momentos que compartimos durante nuestra carrera, por todas las risas –que fueron muchas-, por todas las carreras al dejar las cosas a última hora, por depositar su confianza en mí y permitirme confiar en ustedes, por compartir sus éxitos conmigo y por participar en los míos... por hacer de esta travesía un viaje agradable y placentero.

Brenly V. Silva B.



SUMMARY

The present work has as purpose to establish the technician-economic feasibility of a process for the industrial obtaining of citric acid by means of the application of an investigation that involves the realization of a diagnosis of the market, identification of technologies, synthesis at laboratory level, technician-operative analysis, design of the process and economic evaluation of the same one.

The investigation raises a study with a level of depth of feasible project, having like logistical center and of support to the Faculty of Engineering of the University of Carabobo generating with it a source of theoretical-practical information in the production area of compound organic; specifically, citric acid. In addition, it is tried to create a proposal for the design of a plant of obtaining of citric acid in view of the absence from a production process to industrial scale in the country. For it, a strategy of experimental type is adopted framed in technical analysis of the available information and in the application of methods or technical of design and evaluation of the feasibility.

In the procedures made for the obtaining of citric acid at laboratory level, the cultivation technique is used submerged to concentrations of dissolved sugars of 10, 15 and 20% w/v with a time of incubation of six days and an initial pH similar to 5.5 and 6.5 whereas for its inoculation a strain of the fungus *Aspergillus niger* it is used provided by the laboratory of mycology of the Faculty of Sciences of the Health of the University of Carabobo.

In the market study is made an approach of the national demand and their imports, appealing for it to government and bibliographical sources of information. On the other hand, for the technician-operative analysis they take into so much account technologies of production like of recovery with application at industrial level. As for the economic analysis, they are considered the indicators economic annual net, net present value, internal rate of return and time of payment; besides the realization of an analysis of sensibility varying parameters like minimum rate of yield and gross income.

The market study projects a growing demand of the product highly in a country importer. It is as the best feasible combination for the industrial obtaining of the citric



acid the road fermentative and the precipitation for salts of calcium for their recovery. The most favorable yields are obtained at a concentration of dissolved sugars of 15% w/v, an initial pH of 6.5 and time of incubation of 6 days with slow agitation and aeration submerged with a high percentage in weight when characterization tests using of characterization using methods titrimetrical and spectrophotometric in the visible ultraviolet region (UV) of $(40,63 \pm 0,01)\%$ and $(62,86 \pm 0,01)\%$ respectively. The synthesis made in the average contentious of 10%, 15% and 20% of sugars presents the following yields $(1,372 \pm 0,002)\%$, $(0,930 \pm 0,002)\%$ and $(1,646 \pm 0,002)\%$

In the technician-operative analysis a capacity of plant of 2000 TM/year and as geographical location it is selected to the Carabobo state . In the design of the process they were defined five sections: a bioreaction section, one of recovery, purification, separation and lastly a drying section and packed. For this plant is considered a capital investment of approximately 5,7 million dollars with a net present value (NPV), equivalent annual (EA) and internal rate of return (IRR) equal to 2.797,45 \$, 389.040 \$ and 20,84%, respectively for the own capital; and 2.172.220 \$, 318.930 and 17,94% for the total capital. The initial investment recovers in 5 years.

After carrying out this work, you conclude that, it is feasible the implementation in the country of an industrial plant for the production of citric acid and the main recommendation that it arises of the same one is the realization from a study to level of plant pilot in which the process variables are optimized and specialize the industrial procedures.



ÍNDICE GENERAL

	Pág
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I: Planteamiento del problema	3
1.1 Descripción del problema	3
1.2 Formulación del problema	5
1.2.1 Situación actual	5
1.2.2 Situación deseada	5
1.3 Objetivos	6
1.3.1 Objetivo General	6
1.3.2 Objetivos específicos.....	6
1.4 Justificación	6
1.5 Limitaciones	8
CAPÍTULO II: Marco teórico y referencial	9
2.1 Antecedentes	9
2.2 Datos históricos	16
2.3 Características y aplicaciones	17
2.3.1 Características fisicoquímicas	18
2.3.2 Aplicaciones industriales	20
2.4 Tópicos de microbiología industrial	23
2.4.1 Fermentación	24
2.4.2 Microorganismos en la producción de ácido cítrico	26
2.4.3 Medios de fermentación	28
2.4.4 Factores que afectan la morfología en los cultivos	34



CAPÍTULO III: Marco metodológico	38
3.1 Tipo de la investigación	38
3.2 Metodología de la investigación	38
3.2.1 Realización del diagnóstico general del mercado nacional para el ácido cítrico	38
3.2.2 Identificación de las diferentes tecnologías de producción existentes.....	40
3.2.3 Definición mediante ensayos de laboratorio de las variables de operación del proceso.....	43
3.2.4 Realización del análisis técnico - operativo de la planta.....	56
3.2.5 Establecimiento del diseño del proceso planteado para la obtención industrial del ácido cítrico	59
3.2.6 Evaluación económica del proceso.....	61
CAPÍTULO IV: Alternativas tecnológicas de producción y análisis de resultados experimentales	75
4.1 Tecnologías en la producción de ácido cítrico	75
4.1.1 Procesos basados en la extracción de frutas cítricas.....	75
4.1.2 Procesos basados en síntesis química	77
4.1.3 Procesos basados en la fermentación	79
4.2 Métodos de recuperación de ácido cítrico	80
4.2.1 Recuperación por precipitación	80
4.2.2 Extracción con solventes	81
4.2.3 Absorción, adsorción e intercambio iónico	83
4.2.4 Membranas líquidas.....	83
4.2.5 Otros métodos	84



4.3 Comparación de las tecnologías descritas	85
4.4 Análisis y discusión de resultados	90
CAPÍTULO V: Estudio de mercado y alternativas tecnológicas en la producción de ácido cítrico	107
5.1 Mercado mundial	107
5.2 Mercado latinoamericano.....	110
5.3 Mercado nacional.....	111
5.3.1 Análisis de la oferta y la demanda.....	112
5.3.2 Industrias y productos de consumo.....	113
5.3.3 Proyección.....	116
5.4 Estimación de la capacidad de la demanda.....	117
5.5 Ubicación de la planta.....	119
CAPÍTULO VI: Diseño técnico del proceso	122
6.1 Descripción y diseño conceptual del proceso	122
6.2 Descripción del proceso	124
6.2.1 Sección de biorreacción.....	124
6.2.3 Sección de recuperación.....	125
6.2.4 Sección de purificación y concentración.....	126
6.2.5 Sección de separación.....	127
6.2.6 Sección de secado y empackado.....	128
6.3 Diagrama de flujo.....	130
6.4 Distribución en planta.....	131
6.5 Dimensionamiento de equipos.....	132
6.6 Estructura organizativa de la planta.....	144



CAPÍTULO VII: Evaluación Económica del proceso.....	146
7.1 Componentes de un estudio económico	146
7.2 Flujo de caja.....	146
7.2.1 Ingresos brutos.....	146
7.2.2 Inversión	148
7.2.3 Costos de producción.....	150
7.2.4 Impuesto sobre la renta (ISLR)	157
7.3 Análisis económico.....	161
7.4 Análisis de sensibilidad.....	162
CONCLUSIONES Y RECOMEDACIONES	166
Bibliografía General	169
Apéndices	173
Apéndice A: Tablas de datos y cálculos involucrados en el desarrollo experimental.....	173
Apéndice B: Mercado venezolano de ácido cítrico.....	193
Apéndice C: Modelos matemáticos y cálculos de dimensionamiento de equipos.....	202
Apéndice D: Modelos y tablas asociados al estudio económico del proyecto.....	225
Apéndice E: Obtención y estimación de costos de los equipos principales del proceso.....	234
Anexos.....	250



ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 2.1	Datos generales del ácido cítrico..... 18
Tabla 2.2	Propiedades fisicoquímicas del ácido cítrico..... 20
Tabla 2.3	Clasificación científica del <i>Aspergillus niger</i> 26
Tabla 2.4	Comparación de materias primas para medio de cultivo de microorganismos..... 29
Tabla 3.1	Porcentaje de importancia para los parámetros de selección..... 42
Tabla 3.2	Establecimiento de porcentaje de importancia para los parámetros de selección del método de recuperación..... 43
Tabla 3.3	Modelo representativo de la matriz de selección a emplear..... 43
Tabla 3.4	Establecimiento de las variables críticas en el proceso de fermentación..... 44
Tabla 3.5	Reactivos empleados en el proceso de obtención de ácido cítrico vía fermentativa..... 45
Tabla 3.6	Equipos principales utilizados para la obtención de ácido cítrico..... 46
Tabla 3.7	Rangos de operación de las variables independientes en el proceso de obtención de ácido cítrico..... 46
Tabla 3.8	Composición del medio de cultivo empleada en el proceso fermentativo..... 49
Tabla 3.9	Establecimiento de porcentaje de importancia para los parámetros involucrados en la ubicación de la planta..... 58
Tabla 3.10	Matriz de selección de zonas geográficas destinadas a la ubicación de la planta..... 58
Tabla 3.11	Beneficios salariales recibidos por los trabajadores..... 67
Tabla 3.12	Tarifas aplicadas a sociedades de capitales..... 71
Tabla 4.1	Establecimiento de alternativas tecnológicas para la producción de ácido cítrico..... 85
Tabla 4.2	Cuadro Comparativo de las Tecnologías de Producción..... 86



Tabla 4.3	Matriz de selección para las tecnologías analizadas.....	87
Tabla 4.4	Establecimiento de alternativas de recuperación del ácido cítrico...	87
Tabla 4.5	Cuadro Comparativo de las Tecnologías de recuperación de producto.....	88
Tabla 4.6	Matriz de selección para los métodos de recuperación de ácido cítrico a partir del licor fermentado.....	89
Tabla 4.7	Cantidad de Micelio obtenido en el proceso de fermentación variando los parámetros nivel de agitación y pH.....	91
Tabla 4.8	Variación del pH en el medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH.....	92
Tabla 4.9	Masa de nutrientes adicionado al medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros porcentaje de azúcares y tiempo de incubación.....	93
Tabla 4.10	Variación del pH en el medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de azúcares y tiempo de incubación.....	93
Tabla 4.11	Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH...	96
Tabla 4.12	Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de porcentaje de azúcares y tiempo de incubación.....	97
Tabla 4.13	Cantidad de Micelio obtenido al finalizar el de tiempo de incubación establecido para el proceso de fermentación.....	99
Tabla 4.14	Masa total de ácido cítrico obtenido durante el proceso de fermentación.....	100
Tabla 4.15	Cantidad de citrato de calcio obtenido en el proceso de fermentación variando los parámetros nivel de agitación y pH.....	100
Tabla 4.16	Masa total de subproductos generados durante la etapa de recuperación de ácido cítrico por precipitación de sales de calcio...	101
Tabla 4.17	Porcentaje en peso de ácido cítrico de las muestras sólidas obtenidas experimentalmente.....	103



Tabla 4.18	Consumo de NaOH de la muestra experimental determinado a partir de la Realización de una curva de calibración.....	103
Tabla 4.19	Concentración de ácido cítrico de las muestras sólidas en partes por millón resultantes del estudio espectrofotométrico.....	105
Tabla 5.1	Participación porcentual en el mercado mundial de ácido cítrico de las compañías líderes.....	109
Tabla 5.2	Capacidad de producción de ácido cítrico de las principales compañías a nivel mundial.....	109
Tabla 5.3	Importación de ácido cítrico en Venezuela (1990-2005)	111
Tabla 5.4	Origen de las importaciones de ácido cítrico en Venezuela (2004-2005)	112
Tabla 5.5	Industrias venezolanas distribuidoras e importadoras de ácido cítrico.....	113
Tabla 5.6	Industrias venezolanas cuyos procesos implican el uso del ácido cítrico.....	115
Tabla 5.7	Proyección de la demanda de ácido cítrico en el país (2005 - 21)..	116
Tabla 5.8	Plan de producción de ácido cítrico propuesto para un período de quince años.....	118
Tabla 5.9	Matriz de selección de zonas geográficas destinadas a la ubicación de la planta.....	119
Tabla 5.10	Matriz de selección del estado destinado a la ubicación de la planta en la región central.....	120
Tabla 6.1	Características de proceso de la sección de biorreacción (precultivo).....	125
Tabla 6.2	Características de proceso de la sección de biorreacción (Fermentación principal).....	125
Tabla 6.3	Características de proceso de la sección de recuperación.....	126
Tabla 6.4	Características de proceso de la sección de purificación y concentrado.....	127
Tabla 6.5	Características de proceso de la sección de separación	129



Tabla 6.6	Características de proceso de la sección de secado y empaçado...	129
Tabla 6.7	Hoja de especificaciones de la unidad de mezclado.....	136
Tabla 6.8	Hoja de especificaciones de la unidad de esterilización.....	137
Tabla 6.9	Hoja de especificaciones de la unidad de filtro rotatorio.....	138
Tabla 6.10	Hoja de especificaciones de las unidades de fermentación.....	139
Tabla 6.11	Hoja de especificaciones de la unidad de precipitación.....	140
Tabla 6.12	Hoja de especificaciones de la unidad de recuperación.....	141
Tabla 6.13	Hoja de especificaciones de la unidad de centrifugación.....	142
Tabla 6.14	Hoja de especificaciones de la unidad de secado.....	143
Tabla 7.1	Precio del ácido cítrico en empresas distribuidoras del país.....	146
Tabla 7.2	Ingresos a percibir durante la producción de ácido cítrico en un período de quince años	147
Tabla 7.3	Capital fijo necesario para la producción de ácido cítrico en un período de quince años.....	148
Tabla 7.4	Capital de trabajo necesario para la producción de ácido cítrico en un período de quince años	149
Tabla 7.5	Inversión inicial necesaria para la implementación de la planta productora de ácido cítrico durante el periodo 2006-2021.....	150
Tabla 7.6	Depreciación y amortización de activos que conforman la planta de producción.....	150
Tabla 7.7	Amortización del préstamo a un tiempo de financiamiento de quince años.....	152
Tabla 7.8	Costos de directos obtenidos para la planta productora de ácido cítrico en un período de quince años.....	153
Tabla 7.9	Costos de indirectos obtenidos para la planta productora de ácido cítrico en un período de quince años.....	154
Tabla 7.10	Costos de manufactura generados durante la producción de ácido cítrico en un período de quince años.....	155
Tabla 7.11	Costos de manufactura generados durante la producción de ácido cítrico en un período de quince años.....	156



Tabla 7.12	Costos de producción generados durante la manufactura de ácido cítrico en un período de quince años.....	157
Tabla 7.13	Impuesto sobre la renta generado por concepto la producción de ácido cítrico en un período de quince años.....	158
Tabla 7.14	Flujo de caja total para el estudio económico en horizonte de quince años (Modelo de rentabilidad de capital propio).....	159
Tabla 7.15	Flujo de caja total para el estudio económico en horizonte de quince años (Modelo de rentabilidad de capital total).....	160
Tabla 7.16	Indicadores económicos obtenidos para el desarrollo del proyecto.	162



ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1	Estructura molecular del ácido cítrico..... 19
Figura 2.2	Consumo de ácido cítrico por destino a nivel mundial..... 24
Figura 2.3	Efecto del pH sobre la velocidad de crecimiento..... 36
Figura 2.4	Efecto de la temperatura sobre la velocidad de crecimiento para un microorganismo mesófilo..... 37
Figura 3.1	Representación esquemática para la determinación del modelo de proyección de la demanda..... 39
Figura 3.2	Esquema experimental a desarrollar para la evaluación de los parámetros de nivel de agitación y valor de pH..... 47
Figura 3.3	Esquema experimental a desarrollar para la evaluación de los parámetros Porcentaje de azúcares y tiempo de incubación..... 48
Figura 3.4	Esquema general de la metodología de obtención de ácido cítrico..... 50
Figura 3.5	Esquema representativo del flujo de caja..... 62
Figura 3.6	Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos..... 67
Figura 3.7	Esquema representativo del estudio de sensibilidad..... 74
Figura 4.1	Esquema del proceso de obtención de ácido Cítrico..... 77
Figura 4.2	Esquema del proceso de obtención de ácido Cítrico por fermentación de la melaza con <i>Aspergillus Níger</i> 80
Figura 4.3	Esquema del proceso de recuperación de ácido cítrico por precipitación..... 82
Figura 4.4	Cinética de la fermentación del ácido cítrico..... 95
Figura 5.1	Consumo mundial de ácido cítrico..... 107
Figura 5.2	Principales países importadores de ácido cítrico (2001-04)..... 108
Figura 5.3	Principales países exportadores de ácido cítrico 2001-2004..... 108



Figura 6.1	Esquema global del proceso para la obtención de ácido cítrico...	123
Figura 6.2	Representación esquemática de procesos que conforman la unidad de biorreacción.....	124
Figura 6.3	Representación esquemática de los procesos que conforman la unidad de recuperación.....	126
Figura 6.4	Representación esquemática de los procesos que conforman la unidad de purificación y concentrado.....	127
Figura 6.5	Representación esquemática de los procesos que conforman la unidad de separación.....	128
Figura 6.6	Representación esquemática de los procesos que conforman la sección de secado y empaçado.....	128
Figura 6.7	Secuencia cronológica de las operaciones principales.....	133
Figura 6.8	Diagrama de flujo del proceso de obtención de ácido cítrico.....	134
Figura 6.9	Distribución de planta preliminar propuesta para el proceso de obtención de ácido cítrico.....	135
Figura 6.10	Diagrama general administrativo propuesto para a planta de obtención de ácido cítrico.....	145
Figura 7.1	Variación del valor presente neto (VPN) respecto al ingreso bruto del proyecto.....	164
Figura 7.2	Variación del valor presente neto (VPN) respecto a la tasa mínima de rendimiento.....	165



DESCRPTORES

- Ácido cítrico.
- Aireación.
- Aspergillus.
- Citrato
- Factibilidad.
- Fermentación.
- Hongo.
- Melaza.
- pH.
- Porcentaje de azúcares.



INTRODUCCIÓN

Hoy día, es importante la variedad de productos químicos que son producidos mediante hongos o bacterias a través de un proceso de fermentación; uno de estos productos es el ácido cítrico, el cual es uno de los ácidos orgánicos más versátiles y utilizados. El mismo, es ampliamente empleado en muchos sectores manufactureros dentro de los que destacan el sector alimenticio y de bebidas, además del farmacéutico y el de cosméticos, y a pesar de que representa una materia prima como aditivo fundamental en gran parte de los productos ofrecidos por sectores básicos de la industria, Venezuela no cuenta con un proceso de producción industrial, por lo que dicha materia prima debe ser importada en su totalidad. Cabe destacar que la importación total anual de ácido cítrico en Venezuela alcanzó en el año 2004 las 3000 toneladas métricas, generando gastos por el orden de los 4 millones de dólares sin incluir costos por aranceles, fletes, acarreo y otros. (Instituto Nacional de Estadística, 2004)

Es por ello, que el presente trabajo tiene como objetivo fundamental, establecer la factibilidad técnico-económica de un proceso para la obtención industrial de ácido cítrico, efectuando para ello en el transcurso de la investigación, síntesis de laboratorio para validar y estudiar procedimientos, estudio de mercado, evaluación de tecnologías, diseño del proceso industrial y la evaluación económica del mismo.

El desarrollo experimental de este trabajo se inicia con la obtención de la cepa de microorganismo fermentador (*Aspergillus niger*), el precultivo de la misma hasta un volumen adecuado y suficiente, para luego inocularlo en un medio definido y en condiciones preestablecidas aplicando la técnica de cultivo sumergido y por último recuperar el producto mediante un proceso de precipitación.

El presente documento fue estructurado en siete capítulos: el primero corresponde al planteamiento del problema el cual se enfoca en el desaprovechamiento de un nicho claro de mercado. El segundo capítulo corresponde al marco teórico y referencial, el cual busca condensar la información que en primera instancia se presenta escasa y difusa con poco material técnico y especializado. El desarrollo metodológico se presenta en el tercer capítulo, en él se describen los procedimientos,



pasos o técnicas efectuados y/o realizados para el alcance del objetivo general y los objetivos específicos. En el cuarto capítulo, se muestran los resultados de la fase experimental así como el análisis y discusión de los mismos. En el capítulo número cinco se introduce el estudio de mercado y el análisis técnico-operativo de las tecnologías disponibles. El sexto capítulo presenta el diseño del proceso industrial para la obtención del ácido y por último, en el séptimo capítulo se realiza la evaluación económica de la implementación del proyecto.

La importancia de esta investigación radica en su versatilidad pudiendo abrir un campo de posibilidades que permitan el aprovechamiento del vacío existente sobre la manufactura de este producto de amplia demanda, además de crear una fuente de información teórico-práctica en el área de producción o manufactura de compuestos orgánicos mediante biotecnología.



CAPÍTULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

A continuación, se presentan los tópicos iniciales referentes al proyecto planteado, a saber: descripción y formulación, su justificación, objetivos planteados así como las limitaciones del mismo.

1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

La Universidad de Carabobo es una casa de educación superior cuyo propósito es la creación, desarrollo y difusión de conocimientos innovadores para la formación ética e integral de profesionales altamente calificados. Dentro de las dependencias de esta universidad se encuentra la Facultad de Ingeniería, en la cual se ubica la Escuela de Ingeniería Química. Dicha Escuela posee una planta física conformada por una serie de laboratorios como el de Ingeniería Química, Química Orgánica, Fisicoquímica y Alimentos entre otros, para lo cual cuenta con diversos equipos a escala piloto y reactivos útiles para llevar a cabo una gran versatilidad de proyectos de investigación que lleven al desarrollo científico y académico en pro de la institución, la comunidad y el país.

En los últimos años, la situación actual y las perspectivas de la manufactura en Venezuela han estado condicionadas por el entorno político, social y económico. El sector de manufactura representó en 2003 el 16,0% del PIB (en 1997 representaba 17,7%), Para el primer semestre de 2004, las empresas que se mantienen en actividad están haciendo grandes esfuerzos por mejorar la utilización de sus factores

El crecimiento económico, la inflación y las tasas de cambio han mostrado tener una alta y significativa sensibilidad frente al medio político, y a esto debe agregarse el clima de polarización política y la inestabilidad en el tipo y control de cambio, pues muchos de los bienes básicos, además de insumos y bienes de capital son importados, de manera que un encarecimiento del valor de las divisas y un control inadecuado de estas tendría una significativa repercusión "en cascada" sobre precios de productos en el mercado interno. Esta intervención directa del Estado en control de entradas y salidas



de capital ha ocasionado en algunos bienes y servicios el encarecimiento y hasta la escasez de los mismos.

Un insumo requerido muy frecuentemente en los diferentes sectores industriales del país y el cual debe ser importado por no contar con una fuente propia de producción que pueda abastecer la demanda nacional, es el ácido cítrico, el cual es uno de los ácidos orgánicos más versátiles y utilizados. Es ampliamente empleado en muchos sectores manufactureros dentro de los que destacan el sector alimenticio y de bebidas, además del farmacéutico y el de cosméticos.

En la industria de alimentos, el ácido cítrico suele usarse como antioxidante e inhibidor del deterioro de sabores y olores, también como emulsionante, estabilizante y modificador de la acidez y el sabor. Además, tiene muchas aplicaciones industriales como quelante de iones, neutralizante de bases y como amortiguador. En los cosméticos se emplea como amortiguador para controlar el pH de los champús, enjuagues para el cabello y fijadores. El ácido cítrico y sus sales de sodio y potasio dan mejor sabor, controlan el pH, son preservantes porque inactivan trazas de metales que pueden causar deterioro del sabor, color y contenido de vitamina C. Las bebidas representan el mayor mercado global del ácido cítrico, debido a su versatilidad y su abundancia en la naturaleza es ideal para el desarrollo de nuevos productos. (España, J., 2005).

La importación total anual de ácido cítrico en Venezuela alcanzó en el año 2004 las 3000 toneladas métricas, generando gastos por el orden de los 4 millones de dólares sin incluir costos por aranceles, fletes, acarreo y otros. Fuentes estadísticas nacionales revelan que durante los primeros seis meses del año en curso, los valores de importación de este insumo alcanzaron las 1800 toneladas y casi 2.2 millones de dólares, lo que significa una inversión en nuestra moneda de más de 4500 millones de Bolívares.

La alta demanda del ácido cítrico sumado al hecho de una producción escasa a lo cual se agrega el régimen cambiario actual en el país, crea un interés netamente personal en el desarrollo de un proyecto económicamente factible para su elaboración.



De este modo, se plantea el diseño de un proceso para la obtención de ácido cítrico que pueda permitir el desarrollo de un proyecto industrial para la producción de este insumo y contribuir así con las necesidades del mercado nacional.

1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

En Venezuela no se produce ácido cítrico a nivel industrial o con fines de proveer a la gran industria. Dicho insumo es obtenido por importación directa o a través de algunas empresas distribuidoras como CORQUIVEN C.A., Fine Chemicals C.F.C, C.A., INTERIMEX, representante en Venezuela de las METRATRADER Limited de Canadá e Industrias MONFEL S.A. de C.V. de México para el suministro de materias primas al sector industrial, abasteciendo principalmente al sector alimenticio y de bebidas.

1.2.1. Situación Actual

A pesar de que el ácido cítrico representa una materia prima como aditivo fundamental en gran parte de los productos ofrecidos por sectores básicos de la industria, en Venezuela no se cuenta con un proceso de producción industrial establecido comercialmente, por lo que dicha materia prima debe ser importada en su totalidad, afrontando con esto último los inconvenientes que presentan la situación político-económica del país y en especial medidas como el control de cambio, el cual repercute directamente en la adquisición de bienes insumos para la industria manufacturera nacional.

1.2.2. Situación Deseada.

Disponer del diseño de un proceso para la producción industrial de ácido cítrico que cumpla con los estándares mínimos de calidad señalados en las normas nacionales e internacionales. Con la realización de esta investigación, se espera aportar información precisa en aspectos teóricos, técnicos y de mercado sobre el proceso de producción industrial del ácido cítrico y así contribuir al enriquecimiento académico tanto del estudiantado como de docentes y profesionales de la Ingeniería Química.



1.3. OBJETIVOS.

1.3.1. Objetivo general.

Establecer la factibilidad técnica-económica de un proceso para la obtención industrial de ácido cítrico que cumpla con los estándares de calidad requeridos nacional e internacionalmente en este insumo.

1.3.2. Objetivos específicos.

- Realizar un diagnóstico general del mercado nacional para el ácido cítrico a fin de establecer una estimación de su demanda.
- Identificar las diferentes tecnologías de producción existentes con el fin de proponer la más conveniente según su factibilidad técnica.
- Definir mediante ensayos de laboratorio los parámetros de operación del proceso de modo de establecer las condiciones de operación.
- Realizar el análisis técnico operativo con el objeto de establecer la capacidad de producción y ubicación de la planta.
- Establecer el diseño de ingeniería básica del proceso planteado para la obtención industrial del ácido cítrico haciendo uso del software comercial, a fin de dimensionar los equipos correspondientes.
- Realizar la evaluación económica de la implementación del proceso de modo que pueda servir como base para un estudio económico más detallado.

1.4. JUSTIFICACIÓN

El diseño de un proceso para la obtención de ácido cítrico adquiere relevancia a nivel social, ya que la implantación del mismo podría ser fuente generadora de empleo y demás beneficios para la comunidad, industria o la institución. De igual forma, se abre



un campo de posibilidades que permitan el aprovechamiento del vacío existente sobre la manufactura de este producto de amplia demanda y cotización.

Con esta investigación se pretende disponer de una fuente de información teórico-práctica en el área de producción o manufactura de compuestos orgánicos, específicamente, ácido cítrico. La misma, podrá servir de apoyo a futuras investigaciones o proyectos a nivel académico o profesional, siendo esto un aporte directo a la Escuela de Ingeniería Química.

Para los autores, la realización de este proyecto marca el cierre adecuado de los estudios de pre-grado que a esta carrera se refiere, pues el proceso para la obtención del ácido cítrico permite incursionar en el amplio mundo de las industrias ya que cuenta con aspectos genéricos utilizados en la elaboración de muchos otros productos siendo esto un claro ejemplo de la versatilidad de la Ingeniería Química.

En cuanto a las implicaciones prácticas, la disponibilidad del diseño y caracterización de un proceso para la obtención de ácido cítrico permitirá la realización de un estudio apropiado de factibilidad económica, lo cual aportaría una propuesta con fuertes bases para la implantación de un proyecto que pueda proveer de tal insumo en los diferentes sectores de la industria nacional en los que el ácido cítrico juega un papel importante como agente preservativo, quelante o como materia prima.

A nivel académico, este proyecto presenta un valor teórico significativo, ya que el proceso de obtención de ácido cítrico no ha sido objeto de estudio a nivel industrial de producción, a pesar de la importancia de este producto y los beneficios que su desarrollo podría generar al comercio del país.

De igual manera, el aporte metodológico de esta investigación se refleja en la interacción de los datos a obtener durante la experimentación y la simulación por computadora, lo que permitirá establecer una estrategia para la predicción del comportamiento del proceso y desarrollar un análisis conjunto de los datos para generar las mejores respuestas, resultados o conclusiones.



1.5. LIMITACIONES

La investigación se llevará cabo en las inmediaciones de la Escuela de Ingeniería Química de la correspondiente Facultad en la Universidad de Carabobo, específicamente en el Laboratorio de Química Orgánica. Además, se cuenta con la colaboración de la Unidad de Microbiología Ambiental (UMA), organismo perteneciente al Departamento de Biología de la Facultad de Ciencias y Tecnología (FACYT).

El tiempo juega un papel influyente en cuanto a las limitaciones presentes para la realización de este proyecto, ya que la disponibilidad de los laboratorios, equipos y reactivos necesarios para la realización de pruebas de laboratorio comprenderá solo el período académico establecido por la Facultad. Además, la obtención precisa de información referida al mercado como volúmenes de importación y exportación del producto, es escasa y dispersa. De igual manera, el establecimiento de niveles de importación por empresas, ya que la información que ellas puedan suministrar es muy limitada y en algunos casos nula.

Otro aspecto a destacar es la disponibilidad de recursos económicos para la adquisición de las materias primas necesarias en la obtención a nivel de laboratorio del ácido en cuestión y así cumplir con cada uno de los objetivos propuestos a desarrollar.



CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO Y REFERENCIAL

En el presente capítulo se dan a conocer las bases teóricas referentes a la historia, características y procesos de producción ácido cítrico, así como también los antecedentes encontrados con relevancia sobre el tema y que presentan relación referente a los objetivos.

2.1 ANTECEDENTES

2.1.1. Moataza, M. S. (2006). **Citric acid production from pretreating crude date syrup by *Aspergillus Níger* NRRL595.** Journal of applied sciences research 2 (2). Cairo, Egipt.

En esta investigación se evalúa la producción de ácido cítrico por cepas de *Aspergillus níger* NRRL595 y NRRL599 en jarabe crudo.

Para ello, el proceso fermentativo es llevado a cabo en frascos cónicos de 250mL contentivos de 50mL de syrup pretratado diluido hasta alcanzar 9, 12, 15, 21 y 24%p/v de azúcares. El pretratamiento del syrup fue realizado por adición de distintos compuestos: fosfato tricálcico, ferrocianuro de potasio, ácido sulfúrico y metanol. El pH inicial fue estudiado en un rango de 3,5 a 7,5.

La más alta concentración de ácido cítrico (11,53g/l) se obtiene a una concentración de azúcares de 240g/l. La producción de ácido cítrico por syrup pretratado usando diferentes métodos químicos resulta altamente incrementada en comparación con el obtenido por syrup crudo. El orden por tratamiento de una alta producción de ácido fueron: metanol (3% v/v) > metanol (5% v/v) > ferrocianuro de potasio (25µg/mL) > metanol (1% v/v).

Además del proceso y/o técnica fermentativa para la obtención del ácido orgánico, la semejanza radica en el estudio de la influencia sobre la producción del mismo a distintos niveles de azúcares. La investigación a desarrollar plantea someter la cepa a



tres niveles diferentes de azúcares, aunque a un medio distinto al planteado en este trabajo.

Los materiales y métodos empleados en la determinación y producción del ácido cítrico se aproximan en los utilizados en nuestra investigación, por lo que aportan diversos aspectos a tomar en cuenta durante el desarrollo experimental del estudio como lo son el pH inicial del medio de cultivo y concentración de azúcares.

2.1.2. Lutgarda, A; Coto, O., Marrero, B y Marrero J. (2004) **Estudio fisiológico de la producción de ácido cítrico por *Aspergillus Níger* O -5.** Revista CENIC Ciencias Biológicas, Vol 35 (1) La Habana, Cuba.

En este trabajo se estudia la influencia en la producción de ácido cítrico de la edad del inóculo, volumen del inóculo y efectos de la aireación tanto en cultivos superficiales como sumergidos.

Se utiliza la cepa *Aspergillus Níger* O-5, cultivada en medios con base de azúcar de caña y adiciones de extracto de levadura, KH_2PO_4 y MgSO_4 bajo un nivel de pH igual a 6,5. Los tiempos de incubación oscilaron entre las 72 y 168 horas.

El estudio se desarrolla en Erlenmeyers de 250 mL con 50 y 100 mL de medio de producción, con el objetivo de lograr volúmenes efectivos de 20% y 40% respectivamente. Los cultivos son incubados con agitación a temperatura ambiente durante 7 días.

Las mayores producciones obtenidas son a un volumen efectivo de 20%, volumen de inóculo 5% y edad de 112 horas. El cultivo sumergido favoreció el crecimiento del hongo y la producción de ácido cítrico se incrementó alrededor de 5g/l respecto al cultivo superficial.

La semejanza de este antecedente, se basa en la determinación del efecto de variables específicas sobre el proceso fermentativo del ácido cítrico empleando como cepa *Aspergillus níger*. Los resultados experimentales obtenidos en este trabajo servirán como base para el desarrollo de los ensayos experimentales a plantear en la



investigación a realizar, tomando en cuenta la composición del medio de producción, la cepa productora y condiciones del proceso estudiadas.

2.1.3. Murad A. El-Holi and Khalaf S. Al-Delaimy. (2003). Citric acid production from whey with sugars and additives by Aspergillus Níger. Trabajo de investigación del Departamento de Nutrición y Tecnología de Alimentos de la Facultad de Agricultura. Universidad de Jordan, Amman, Jordan.

El propósito general de esta investigación es estudiar el efecto de la composición de azúcares y otros aditivos en la producción de ácido cítrico por fermentación del A. Níger.

Para el logro de la meta planteada, se mide la influencia de diferentes concentraciones de sacarosa, glucosa y fructosa; además de otros aditivos y variables como el tiempo de incubación en la fermentación del moho A. Níger. Para ello, se determinan métodos y materiales empleando fermentación media, así como también valores de pH, cantidad de azúcar residual y biomasa.

Entre los resultados más relevantes, se encuentra que las concentraciones más favorables de sacarosa (15 % p/v con o sin 1% de metanol) proporcionan mayor rendimiento en la formación del hongo. Además, se encuentra que el tiempo medio de cultivo oscila en 20 días de incubación.

La semejanza que presenta este antecedente, se basa en la determinación del efecto de variables de proceso sobre la producción de ácido cítrico por vía fermentativa. Sin embargo, este antecedente presenta análisis o estudios específicos, mientras que nuestra investigación se basa en condiciones y/o factores de operación estimadas.

Esta investigación aporta valiosos datos experimentales que son útiles en cuanto a la definición de los medios de cultivos más favorables para la fermentación de fuentes orgánicas de carbono, mediante la acción metabólica del A. Níger. Dichos datos refieren a estudios sobre el efecto de diferentes concentraciones de azúcares y algunos aditivos sobre el medio de cultivo, tiempos de incubación, pH del medio y algunas otras condiciones.



2.1.4. Sikander, A., Qadeer, M. A: y Javed, I. (2002). **Production of citric acid by *Aspergillus niger* using cane molasses in a stirred fermentor.** Electronic Journal of Biotechnology. Vol 5 (3)

El objetivo principal de esta investigación se basa en el estudio de la producción de ácido cítrico empleando como medio base melaza de caña a partir de 20 cepas distintas de *Aspergillus niger* en cultivos sumergidos.

La melaza de caña fue sometida a un pretratamiento por adición de ferrocianuro de potasio y nitrato de amonio y diluida hasta lograr un nivel de azúcares de 15%. Los cultivos se desarrollaron en un fermentador de acero inoxidable de 15L de capacidad bajo un medio de 9L, incubado a 30°C durante un tiempo de 144 horas.

El rango de producción de ácido cítrico fue de 36,68 g/l a 85,56g/l. El tiempo óptimo de incubación varía respecto al organismo y condiciones de la fermentación. Las condiciones de pH inicial varían de 4,5 a 7,0; obteniéndose un rendimiento máximo en un medio con pH igual a 6,0.

Como aporte principal a esta investigación se puede señalar el método de obtención y condiciones de fermentación empleando un sustrato o medio de cultivo semejante al de esta investigación como lo es la melaza de caña. Sin embargo, las condiciones y resultados aquí expuestos corresponden a capacidades por el orden de los 5 litros en equipos especializados, mientras que los experimentos desarrollados se efectúan bajo equipos improvisados con un medio máximo de 1L.

2.1.5. Audes S., N. (2002). **Diseño y Simulación de un Proceso para el Aprovechamiento Integral de la Concha y Bagazo de la Naranja en Indulac C. A.** Tesis de grado no publicada. Universidad de Carabobo, Valencia.

El propósito general de esta investigación es diseñar un proceso para el aprovechamiento integral de la concha y bagazo de la naranja, mediante la simulación del mismo a través del programa comercial Súper-Pro Designer; a fin de dar cumplimiento a lo establecido en el Decreto N° 2.216 de la Gaceta Oficial N° 4.418,



referida al manejo de los desechos sólidos de origen doméstico, comercial, industrial o de cualquier otra naturaleza que no sean peligrosos.

Para el logro de este objetivo se caracteriza la concha húmeda y el bagazo de la naranja, y de esta manera poder analizar las diferentes alternativas de procesos para la eliminación de la humedad en la concha y bagazo. Luego, se selecciona el proceso más adecuado y se realizan las adaptaciones necesarias para obtener productos de valor agregado como aceite esencial y pectina; posteriormente, se diseña el proceso y se estudian las variables críticas de operación estableciendo las condiciones de puesta en marcha del proceso para realizar consecutivamente la simulación del mismo. Finalmente, se establece la factibilidad de implementación del diseño y rentabilidad del mismo.

La principal similitud que presenta este antecedente, es el empleo de la simulación por computadora de un proceso a escala industrial. De igual manera a lo planteado en esta investigación, se caracterizan parámetros antes establecer la simulación y se realiza una estimación de los costos de inversión. En cuanto a diferencias, el proceso se basa en el aprovechamiento de un material residual y no de una materia prima específica; además, se requiere cumplir con especificaciones técnicas y legales específicas

El aporte de este trabajo se basa en la información generada en cuanto al diseño, modelación y simulación de un proceso industrial utilizando el programa comercial SuperPro Designer®, el cual se emplea también en la investigación presente.

2.1.6. Flores, E. y Villa Real, (2001). Diseño de una planta Piloto para producir Ácido Glúconico por Fermentación de la Glucosa con Aspergillus Níger.
Tesis de grado no publicada. Universidad de Carabobo, Valencia.

Dicho trabajo tiene como objetivo principal, el diseño de una planta piloto para producir ácido glucónico por fermentación de la glucosa con aspergillus Níger. En el mismo, se señala el procedimiento a seguir en la fermentación de la glucosa de almidón e indica los pasos fundamentales en el mantenimiento y crecimiento de la sepa



del moho; se indican también los métodos de esterilización y filtración, la determinación experimental del ácido y el diseño de la planta piloto que permitiera llevar a cabo el proceso de obtención.

En los procedimientos realizados se emplean técnicas de cultivo sumergido y superficial, los cuales son los de mayor aplicación en la actualidad; se utiliza glucosa de almidón como materia prima y como microorganismo fermentador el moho aspergillus Níger. Para los dos tipos de fermentación se realizan ensayos variando el medio nutriente, la concentración inicial del sustrato y observándose el efecto de algunos aditivos como el nitrato de sodio y carbonato de calcio en el periodo de tiempo de fermentación.

Como resultado del trabajo se logra obtener ácido glucónico mediante los procesos de fermentación con rendimientos aceptables, lo cual indica que la cepa de hongo empleado es buena productora de dicho ácido. Entre los aditivos, se obtiene un mejor resultado con nitrato de sodio, obteniéndose menor tiempo de desarrollo de la cepa del moho y mayor rendimiento del ácido con un 73,0% en cultivo superficial.

La similitud con el trabajo presente, se encuentra en el diseño de un proceso para la obtención de una sustancia orgánica (ácido glucónico) empleando métodos y procedimientos vía fermentativa, lo cual sería de gran utilidad si la selección del método de obtención del ácido cítrico coincide con este. La diferencia radica en que el proceso descrito es realizado a escala piloto, por lo que puede verse restringido o disminuir condiciones u operaciones, además no plantea el desarrollo de la simulación del proceso.

Como aporte principal a esta investigación se puede señalar el método de obtención y condiciones de fermentación sobre medios azucarados del microorganismo Aspergillus níger, el cual es también utilizado en procesos fermentativos para la obtención de ácido cítrico. Además, se hace referencia a fuentes bibliográficas claves para el desarrollo de esta investigación.



2.1.7. Benitez, Luis S. (1992). Obtención de Ácido Cítrico a Escala de Laboratorio vía Fermentativa. Tesis de grado no publicada, Universidad de Carabobo, Valencia.

La generalidad de este trabajo se basa en exponer el procedimiento a seguir en la fermentación de melazas de caña para producir ácido cítrico a escala de laboratorio, indicando los pasos fundamentales como el mantenimiento de la cepa, pretratamiento de la materia prima, métodos de cultivo, obtención y determinación del producto.

En los experimentos realizados se emplean técnicas de cultivo sumergido y superficial, las cuales eran las de mayor aplicación para entonces; se utiliza melaza de caña como materia prima y como microorganismo fermentador el hongo *Aspergillus Níger*.

Para los dos tipos de fermentación se realizan ensayos variando la concentración inicial de sustrato, observándose el efecto de algunos aditivos tales como el ferrocianuro de potasio. Con el objeto de establecer las comparaciones se fija el volumen del sustrato, el caudal de aire, el período de incubación y la temperatura.

Como resultado del trabajo se logra obtener el ácido cítrico vía fermentativa, aunque con bajos rendimientos, dentro de los cuales, el mayor es a una concentración de melaza igual a 20° Brix que corresponde a un contenido de azúcares totales de 14% en peso.

La similitud con la investigación en desarrollo, se encuentra en la búsqueda y descripción de un proceso para la obtención de ácido cítrico, requiriendo caracterizar el producto. Sin embargo, el proceso es realizado a nivel de laboratorio, especificando su metodología y procedimientos para tal fin.

La metodología y/o procedimientos experimentales de pretratamiento y tratamiento del medio de cultivo, así como de la cepa a emplear son factores que contribuyen al desarrollo de la presente. De esta manera, este trabajo realiza aportes de datos experimentales en cuanto a las condiciones necesarias para la realización de la fermentación de azúcares por la acción metabólica del *Aspergillus níger*.



2.2. DATOS HISTÓRICOS

El descubrimiento del ácido cítrico se atribuye al alquimista islámico Jabir Ibn Hayyan en el siglo VIII. Los eruditos medievales en Europa conocían la naturaleza ácida de los zumos de lima y limón, tal conocimiento se registra por *Speculum Majus*, y recopilado por Vincent de Beauvais. (Wikipedia, 2005)

El ácido cítrico aislado por primera vez en 1784 por el químico sueco Carl Wilhelm Scheele, quien lo cristaliza a partir del jugo del limón usando el proceso de cal-sulfúrico para separar el micelio del caldo que contenía ácido cítrico en el proceso fermentativo. Su fabricación comercial comenzó en 1826 en Selby, Yorkshire (Reino Unido) por John y Edmund Sturge; donde tratan químicamente el citrato del calcio.

En 1860 comenzó a obtenerse el ácido cítrico de las frutas mediante el uso de sales de calcio, derivadas del jugo de limas y limones italianos. El proceso tenía un rendimiento muy bajo, se requerían de 30 a 40 toneladas de limones para obtener una tonelada de ácido cítrico. Sin embargo, su producción en Europa se convirtió en un monopolio italiano que se extendió hasta las primeras dos décadas del siglo XX. (España, J., 2004)

La producción biológica del ácido cítrico se hace posible en 1893, Whmer descubrió que especies de *penicilium* cultivadas en medios azucarados eran capaces de acumular pequeñas cantidades de ácido cítrico. Sin embargo, la producción microbiana no llegó a ser industrialmente importante hasta llegada la I Guerra Mundial que interrumpió la producción italiana de limones, conduciendo a precios muy elevados del ácido cítrico.

En 1917, J. N. Currie publicó un documento en el *Journal of Biological Chemistry* donde divulga su investigación con el hongo *Aspergillus Níger*, el cual produjo cantidades relativamente grandes de ácido cítrico al ser cultivado en soluciones de azúcares, sales y hierro. Charles Pfizer, Inc. trabajó con Currie para escalar el proceso a niveles más altos e inicia la producción a escala industrial en su planta de Brooklyn en 1923 usando esta técnica, rompiendo así el monopolio italiano. (Connor, J., 1998)



Posteriormente, Jhon y Edmund implementan el proceso de Currie en Reino Unido, teniendo una planta en ejecución en 1930. La producción se incorporó a Alemania, Bélgica y Checoslovaquia usando melaza de remolacha. Después de 1945, surgen algunas mejoras (cultivos sumergidos, cepas de levadura mejoradas y bases de glucosa). En los años 60, una nueva tecnología aplicando levaduras a derivados del petróleo, demostró ser factible pero nunca fue acertada comercialmente.

A principios de 1970, Laboratorios Miles of Elkhart (Indiana) elaboraron comercialmente ácido cítrico. En 1975, Miles formó una empresa a riesgo compartido con Liquichemica Biosintensi, un subsidiario de Italy's Liquigas. Dicha planta, construida en Reggio Calabria, Italia producía 50.000 TM de sales cítricas por fermentación de carbohidratos en base de petróleo. Por otro lado, la producción de ácido cítrico en China comenzó a principio de los años 70, cuando la mayoría de las fábricas fermentaron las patatas dulces en una escala pequeña. (Connor, 1998)

2.3. CARACTERÍSTICAS Y APLICACIONES

El Ácido Cítrico es un compuesto orgánico constituyente de plantas y animales, pero con mayor abundancia en las frutas cítricas como limones (4.0 - 8.0%), uvas (1.2 - 2.1%), ciruelas (0.2%), fresas (1.0%), mandarinas (0.9 - 1.2%), naranjas (0.6 – 1.0%) y limas (aproximadamente 7.0%), siendo este uno de los ácidos más versátiles y ampliamente usado a nivel industrial. Además, desempeña un papel vital en el metabolismo de seres humanos y de animales como parte esencial de la conversión del alimento en energía. Un ser humano produce y metaboliza típicamente de 1,5 a 2kg del ácido cítrico por día. Las tres variedades más populares de ácido cítrico son: ácido cítrico monohidratado, ácido cítrico anhidro y citrato de sodio. (ECAMA, 2005).

A continuación se muestra la tabla 2.1, la cual contempla datos generales del ácido cítrico (fórmula, peso molecular y características técnicas entre otras)



TABLA 2.1
Datos generales del ácido cítrico

Generales	
Formula Molecular	$C_6H_8O_7$ / $CH_2COOH-C(OH)COOH-CH_2COOH$
Peso Molecular	192,13 uma
Sinónimos	- Ácido Cítrico - Acido (2-hidroxi)-1,2,3-propanotricarboxílico - Acido Cítrico anhidro
Numero de CAS	77- 92 – 9
Características Técnicas	
Ensayo de pureza	99.5% mínimo
Humedad	0.5 % máximo
Metales pesados	Menos de 10 ppm
Arsénico	Menos de 3 ppm
Ceniza	Menos de 0.05%

Fuentes: FISQ, 2005

2.3.1. Características Físico-Químicas.

A temperatura ambiente, el ácido cítrico es un sólido en forma de polvo translúcido o blanco. Puede existir en forma anhidra (sin agua) o como monohidrato que contiene una molécula de agua por cada molécula de ácido cítrico, pero generalmente se ofrece en forma granular; es inodoro, tiene un sabor ácido fuerte no desagradable y es fluorescente al aire seco. En su forma anhidrida, cristaliza a partir de soluciones acuosas concentradas y calientes en forma de grandes prismas rómbicos, mientras que la forma monohidratada (con una molécula de agua) sucede cuando se cristaliza en



agua fría (por debajo de 36 °C), dicha molécula, la pierde cuando se calienta entre 75 y 100°C, fundiéndose al mismo tiempo. (España, J., 2004)

La acidez del ácido cítrico es debida a los tres grupos carboxilos -COOH (ver figura 2.1) que pueden perder un protón en las soluciones. Si sucede esto, se produce el ión citrato. Los citratos son unos buenos controladores del pH de soluciones ácidas.

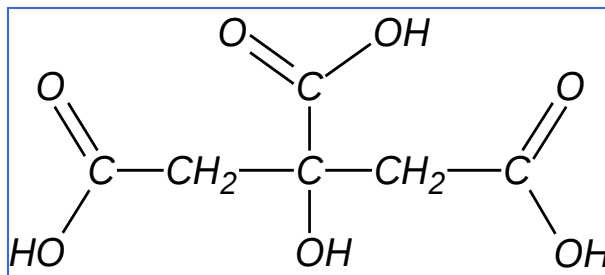


Figura 2.1. Estructura molecular del ácido cítrico.

Los iones citrato forman sales con muchos iones metálicos. El citrato de calcio o *sal amarga* es un importante derivado que se utiliza comúnmente en la preservación de alimentos. Además, los citratos pueden quelar iones metálicos y utilizarse como conservantes y suavizadores de agua.

Químicamente, el ácido cítrico comparte las características de otros ácidos carboxílicos. Cuando se calienta a más de 175°C, se descompone produciendo dióxido de carbono y agua. Forma varias sales, incluyendo aquellas de las familias de los metales alcalinos y alcalinotérreos, ésteres, amidas y cloruros de acilo. Pueden generarse compuestos mixtos como las sales de los ésteres ácidos. No puede formarse en anhidro mismo, pero los derivados acílicos del ácido pueden deshidratarse para dar lugar a los anhídridos cítricos acílicos. Del grupo hidroxilo pueden derivar grupos acílicos, ésteres, etc. Es posible una amplia gama de dichos compuestos mixtos, muchos de ellos han sido preparados y estudiados.

En solución acuosa, el ácido cítrico puede ser un poco corrosivo para los aceros al carbón, por tanto, debe usarse con un inhibidor apropiado. No es corrosivo para los aceros inoxidables, que a menudo se emplean en los materiales con los cuales se procesa el ácido cítrico. (Wikipedia, 2005)



Los grupos ácidos carboxilo e hidroxilo del ácido cítrico actúan como ligandos multidentados que forman complejos o quelatos con iones metálicos a un pH apropiado en medios acuosos.

TABLA 2.2
Propiedades físico-químicas del ácido cítrico

Comportamiento de fases	
Punto de fusión	426 K (153 °C)
Temperatura de descomposición térmica	448 K (175 °C)
Propiedades ácido-base	
pKa ₁	3,15
pKa ₂	4,77
pKa ₃	5,19
Propiedades sólidas	
Calor de disolución, $\Delta_f H^\circ$	-1543,8 kJ/mol
Calor de combustión, C _p	226,5 J/mol·K
Constante de ionización	$8,2 \times 10^{-4}$ (a 18 °C)
Densidad	$1,665 \times 10^3$ kg/m ³
Más Información	
Propiedades	NIST WebBook
MSDS	Hazardous Chemical Database

Valores en el SI y en condiciones normales
(0 °C y 1 atm), salvo que se indique lo contrario.

Fuentes: España, 2004 / FISQ, 2005 / wikipedia, 2005

2.3.2. Aplicaciones industriales

El Ácido Cítrico es ampliamente usado en el sector alimenticio y de bebidas, además del farmacéutico y el de cosméticos. En la industria de alimentos suele usarse como antioxidante e inhibidor del deterioro de sabores y olores; también tiene muchas



aplicaciones industriales como quelante de iones, neutralizante de bases y como amortiguador. En los cosméticos se emplea como amortiguador. El Ácido cítrico forma una amplia gama de sales metálicas muchos de cuáles son artículos de comercio, en los términos del uso, los trisódicos y los citratos tripotásicos son probablemente los más importantes. Muchos citratos, en especial la sal neutra de sodio, se usan extensamente en productos alimenticios y farmacéuticos, así como en detergentes. Los ésteres del ácido cítrico se emplean a nivel comercial como plastificantes en la preparación de mezclas de polímeros, recubrimientos protectores y adhesivos (Alderete, J., 2000)

A continuación, se presenta una descripción de las aplicaciones del ácido cítrico por sector:

- **Sector Alimenticio**

Industria de Refrescos y Bebidas

El ácido cítrico ha llegado a ser el acidulante preferido por la industria de las bebidas, debido a que es el único que otorga a las bebidas gaseosas propiedades de sabor y acidez naturales. El ácido cítrico y sus sales de sodio y potasio actúan como preservativos en las bebidas y jarabes, contribuyendo al logro del gusto deseado mediante la modificación del sabor dulce. Se aprovecha también su capacidad para remover trazas de metales, lo que evita el deterioro del sabor, color y contenido de vitamina C. El ácido cítrico supone casi las tres cuartas partes del consumo acidulante total en la comunidad (Alderete, J., 2004)

Industria de frutas y vegetales

En esta industria también encuentran aplicación el ácido cítrico y sus sales de sodio y potasio como mejoradores del sabor y preservativos, contribuyendo a asegurar el sabor original, la apariencia natural y la consistencia normal de los productos.

Otras Industrias de alimentos

Se encuentra un amplio y seguro uso del ácido cítrico y sus sales en industrias tales como las de caramelos, postres, jaleas, dulces, compotas, conservas de carnes,



salsas para ensaladas, productos derivados del huevo y pescados. En caramelos y dulces, es utilizado como saborizante de frutas y para la inversión de la sacarosa, además de prevenir la oxidación de ingredientes. En conservas, mermeladas y gelatinas es usado para ajustar el pH. En alimentos enlatados se utiliza para disminuir la temperatura y el tiempo de cocción. En alimentos congelantes aumenta la actividad de antioxidantes e inactivando algunas enzimas. En la industria de lácteos trabaja como acidulante en quesos, queso crema y mantequilla. En la refinación de aceites vegetales se utiliza en los procesos de desgomado, blanqueo y desodorizado como antioxidante (Kristiansen, B., Matthey, 1999).

- **Sector de Cosméticos y productos de tocador**

El uso general en este sector abarca su empleo como constituyente de formulaciones, contribuyendo a mejorar la vida, eficiencia y la apariencia del producto final. Fácilmente, se observa su uso en productos para el cuidado del cabello, perfumes, cremas, lociones desodorantes, quita-esmaltes y jabones.

- **Sector farmacéutico**

Cuando el ácido cítrico se combina con bicarbonato de sodio y otras sales, al agregarse agua se produce una solución salina gaseosa, efervescente y refrescante. Esta combinación es especialmente efectiva en productos donde se desea una disolución rápida, buena apariencia visual y sabores singulares. Además, el ácido cítrico provee en las drogas la necesaria estabilización de los ingredientes activos por su acción antimicrobial y antioxidante. En el sector farmacéutico también tiene demanda el citrato de sodio; además de usarse en jarabes, es anticoagulante, especial para bancos de sangre. El ácido cítrico también se utiliza a menudo como anión en preparaciones farmacéuticas que emplean sustancias básicas como agente activo (España, 2004).

- **Sector agroindustrial**

En el tratamiento de terrenos se usan el ácido cítrico y el sulfato de calcio. El primero, para mejorar la asimilación de los micronutrientes por parte de las plantas y el



sulfato para el control de la alcalinidad de los suelos. Se conoce también el uso del ácido cítrico como dispersante en la aplicación de pesticidas y herbicidas.

- **Sector industrial**

El ácido cítrico y sus sales están diversificando su aplicación, sustituyendo materias primas importadas, y es así como hoy en día ve su uso en renglones industriales tan importantes como la industria de detergentes. Las ventajas principales de los citratos en las formulaciones de detergentes son su biodegradabilidad y la facilidad de tratamiento, particularmente en formulaciones que contienen zeolita. Para contener los costos, las grandes empresas de detergentes generalmente compran ácido cítrico y lo convierten en el citrato requerido. En áreas donde existen restricciones de fosfatos en detergentes, el citrato trisódico está substituyendo los fosfatos especialmente en limpiadores líquidos. También es requerido en la industria textil en el área de teñido, la industria de cueros y marroquinería, la industria del papel (Kristiansen, B., Matthey, 1999)..

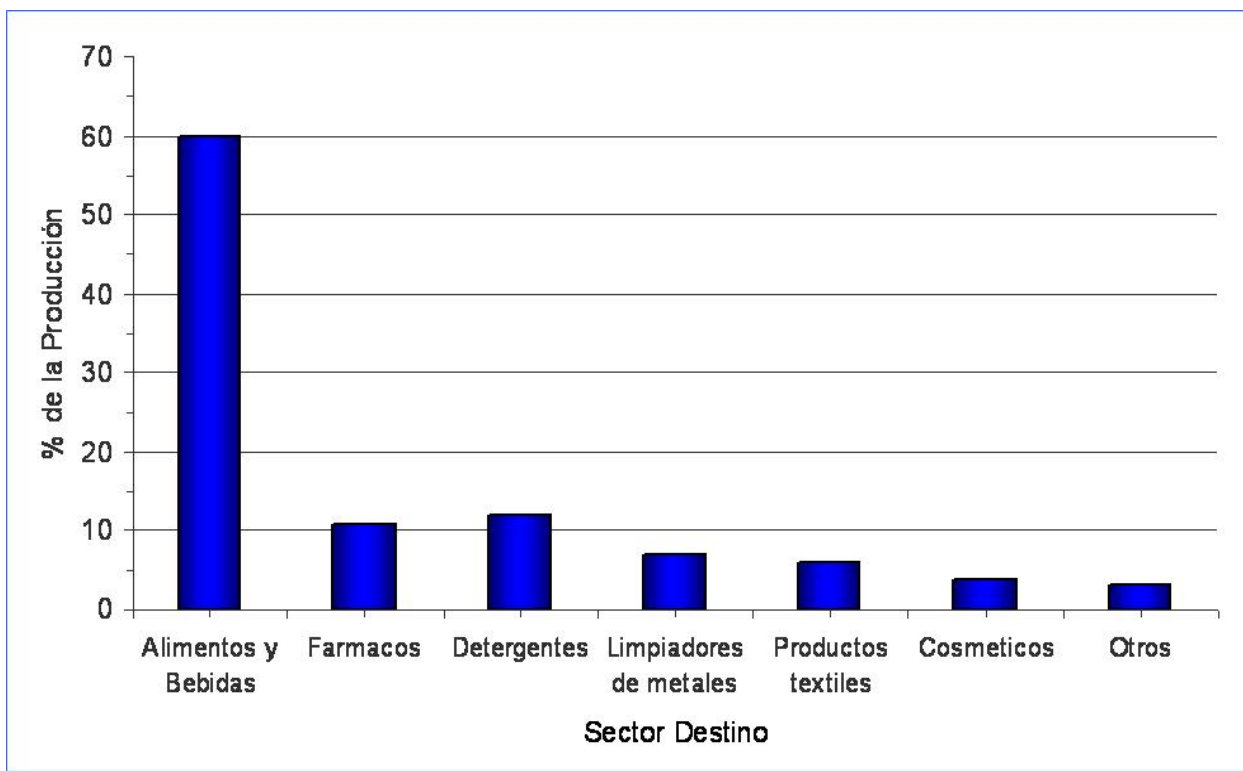
Los ésteres de ácido cítrico de una amplia gama de alcoholes son conocidos; en particular los ésteres trietil, tributil y acetiltributil son empleados como plastificantes no tóxicos utilizados en películas plásticas para proteger alimentos.

Otros usos específicos del ácido cítrico en el sector industrial: acabado de metales, separación de herrumbre y desincrustación, remoción por electrolisis, galvanización de cobre, textiles, curtiembre, compuestos lavadores de botellas, evaporadores de agua salada, imprenta, bloques de construcción, intercambio de iones, separación de dióxido sulfuroso del gas de chimenea (Merchuck, J.2005).

La figura 2.2 resume los usos principales del ácido cítrico.

2.4. TÓPICOS DE MICROBIOLOGÍA INDUSTRIAL

La Microbiología Industrial constituye aquellos procesos industriales catalíticos basados en el uso de microorganismos, se ocupa de la producción de bienes y servicios con células microbianas.



Fuente: Alderete, J. (2000)

Figura 2.2. Consumo de ácido cítrico por destino a nivel mundial.

A la hora de desarrollar un proceso industrial destinado a la producción de un compuesto o sustancia producto del metabolismo de un microorganismo, la microbiología industrial se orienta al desarrollo y estudio de aspectos como la selección y mantenimiento del microorganismo de interés, la detección de los metabolitos deseados, el diseño del proceso de fermentación y las mejoras de las cepas aisladas para incrementar el rendimiento si ello es posible (Merchuck, J., 2005)

2.4.1. Fermentación

La *fermentación* es un proceso catabólico de oxidación incompleto mediante el cual determinados sustratos que componen el medio de cultivo son transformados por acción microbiana en metabolitos y biomasa, siendo el producto final un compuesto orgánico. Estos productos finales son los que caracterizan los diversos tipos de fermentaciones.



Tradicionalmente, se ha utilizado la palabra *fermentación* en microbiología industrial para describir los procesos de cultivo de microorganismos con propósitos industriales. Sin embargo, no hay que confundir la utilización del término con el proceso bioquímico de fermentación, consistente en la regeneración del *poder reductor* (NADH) por un procedimiento no oxidativo.

El desarrollo de una fermentación industrial incluye dos tipos de procesos denominados, por sus nombres en inglés, *upstream* y *downstream*. Los procesos *upstream* comprenden la selección y preparación del microorganismo, la preparación del medio de cultivo y de las condiciones de fermentación. Los procesos *downstream* incluyen la purificación del producto y el tratamiento de los residuos de la fermentación.

Los productos obtenidos por fermentación industrial pueden agruparse en dos clases:

- los productos de gran volumen y bajo valor (se incluyen los productos alimenticios, bebidas, aditivos alimentarios y algunos productos químicos producidos por fermentación)
- los productos de bajo volumen y alto valor (los fármacos, por ejemplo).

Por otro lado, hay que señalar que tienen origen en fermentaciones industriales un gran número de productos de uso cotidiano que pertenecen a diferentes grupos:

- Alimentos (derivados lácteos y de vegetales fermentados), bebidas (vino, cerveza, etc.), aditivos alimentarios (vinagre, **ácido cítrico**, carotenos, etc.).
- Productos farmacéuticos: antibióticos β -lactámicos (penicilinas y cefalosporinas), antibióticos aminoglicósidos y tetraciclinas; compuestos antitumorales y otros fármacos.
- Enzimas microbianas tales como proteasas, amilasas, etc.
- Productos químicos tales como alcoholes, polisacáridos, disolventes (acetona), lípidos, productos base para la producción de plásticos, etc.
- Productos recombinantes diseñados por ingeniería genética.



Además de estas utilidades, los microorganismos se usan industrialmente en ciertos procesos de microbiología ambiental tales como el tratamiento de residuos sólidos y líquidos y en biorremediación. (Merchuck, J., 2005).

2.3.2. Microorganismos en la producción de ácido cítrico

El término microorganismo se aplica a organismos vivos tales como bacterias, hongos y levaduras, pero no visibles a simple vista. Los hongos están constituidos por tubos filamentosos llamados hifas que crecen por alargamiento de las puntas y a la masa completa de estas se le llama micelio. Los hongos se reproducen mediante la emisión de un gran número de esporas, muchas veces en cantidades de billones o trillones y que se desarrollan en el cuerpo fructífero del hongo. (Microsoft ® Encarta ® 2005).

Por excelencia, el microorganismo utilizado para producción de ácido cítrico es el *Aspergillus niger*, el cual es un hongo filamentoso hialino ubicuo y una de las especies más comunes del género *Aspergillus*. Dicho microorganismo, suele ser encontrado como un moho de color negro sobre ciertos tipos de frutas y vegetales.

El género *Aspergillus* fue descrito por primera vez en 1729 por P. A. Micheli, quien comprobó que la cabeza conidial de este hongo se parecía a un "aspergillum" (instrumento para dispersar agua bendita). Se conocen unas 900 especies de *Aspergillus*, clasificados en 18 grupos por algunos investigadores, de los cuales sólo 12 se relacionan con enfermedad humana: *Aspergillus fumigatus* (85%), *Aspergillus flavus* (5-10%), *Aspergillus niger* (2-3%), *Aspergillus terreus* (2-3%), y otros en menor proporción. (Merchuck, J., 2005)

TABLA 2.3
Clasificación científica del *aspergillus niger*

Nivel	Clasificación
Dominio	Eucariótico
Reino	Hongos



TABLA 2.3
Clasificación científica del *Aspergillus niger*

Nivel	Clasificación
Filo	Ascomycetes
Subfilo	Pezizomycotina
Clase	Euromecetes
Orden	Eurotiales
Familia	Trichocomaceae
Género	Aspergillus
Especie	Aspergillus niger

Fuente: wikipedia (2005).

Hasta alrededor de 1970, el *A. niger* exclusivamente el microorganismo usado para la producción de ácido cítrico. Sin embargo, la habilidad de otros hongos filamentosos para producir el ácido fue dada a conocer por Röhr y Kubicek (1992), pero estos eran de importancia limitada; una de las clases mas importante de organismo productores se encontró en la *Candida yeasts*, y una proporción en incremento de la producción total de ácido cítrico es ahora manufacturado usando cepas de *Yarrowia lipolytica*.

El género *Cándida* tiene al menos 30 especies y 6 variedades, muchas de las cuales son patógenas para animales, se incluye también al ser humano. El mismo, tiene ciertas ventajas potenciales sobre el *A. niger* como una tolerancia mayor a la concentración inicial de azúcares y una sensibilidad menor a trazas de iones de metales pesados, particularmente el manganeso, por ello esta asociada a una reducción de costos en el pretratamiento de la melaza. Otros parámetros influyentes son el pH, el cual suele ser mantenido en esta especie alrededor de pH 5.0, mientras que en el *A. niger* acidogénico da mejores resultados manteniéndolo alrededor de pH 2.1. A pesar



de las ventajas supuestas de la especie *Candida*, la información al respecto sigue siendo muy limitada. (Estola, R., 2005).

2.3.3. Medios de Fermentación

La preparación de medios para el desarrollo de procesos de fermentación es una etapa fundamental para asegurar la productividad de los mismos. Los componentes de los medios desempeñan un rol esencial en los procesos, ya que deben cumplir con los requerimientos del crecimiento y de formación de productos y además suministrar energía para la síntesis de metabolitos y para el mantenimiento celular.

Los microorganismos varían considerablemente respecto a los nutrientes que puedan necesitar, sin embargo, se puede efectuar la distinción de las siguientes categorías de componentes:

- a. **Macronutrientes**, agregados en cantidades de gramos por litro y representados por las fuentes de carbono, nitrógeno, azufre, fósforo, potasio y magnesio.
- b. **Micronutrientes** o elementos trazas representados por las sales de hierro, manganeso, molibdeno, calcio, zinc y cobalto que se agregan a los medios en cantidades de miligramos o microgramos por litro.
- c. **Factores de crecimiento**, constituidos generalmente por componentes orgánicos suministrados en baja concentración y que no son sintetizados ni metabolizados por las células, sino incorporados a estructuras celulares y de función metabólica específica como vitaminas, algunos aminoácidos, ácidos grasos no saturados y otros .

Los medios pueden clasificarse considerando la naturaleza química de los componentes en:

- **medios sintéticos** o medios químicamente definidos, y
- **medios complejos** en cuya composición intervienen sustancias de origen animal o vegetal como peptonas, extracto de levadura, macerado de maíz, harina de soja, etc. Los cuales son químicamente indefinidas y de composición variable.



El diseño de un medio de fermentación tiene como finalidad la elección de los componentes necesarios para lograr el crecimiento y la formación de productos correspondientes al proceso a desarrollar. Con tal objeto se debe tener en cuenta todos aquellos aspectos relacionados con el microorganismo, el proceso y los sustratos a ser empleados como son los requerimientos nutricionales del microorganismo y algunos específicos del proceso, la disponibilidad real de los componentes y consideraciones sobre las materias primas. (Estola, R., 2005)

2.1.3.1 Materias Primas Fundamentales

Los componentes empleados en la industria de fermentación son generalmente complejos, siendo importante considerar diferentes aspectos como el costo de los mismos, la disponibilidad y la estabilidad en su composición química. Si se tiene en cuenta que el costo de los nutrientes representa entre 10 y el 60% del costo total de muchos productos obtenidos por fermentación, se hace prioritario disminuir el costo de los medios.

Las materias primas más importantes corresponden a fuentes de carbono y de nitrógeno. Las fuentes de carbono pueden ser:

1. Hidratos de carbono como glucosa o dextrosa, sacarosa, lactosa, almidón, dextrina.
2. Alcoholes como el glicerol y manitol.
3. Hidrocarburos como hexadecano, octadecano y otros.

TABLA 2.4

Comparación de materias primas para medio de cultivo de microorganismos

Nombre	Definición	Ventaja / Desventaja
Melazas	Residuos de las plantas azucareras. Presenta formas asimilables de carbono y nitrógeno, así como sales y oligoelementos suficientes.	Composición muy variable, según origen (caña o remolacha) y cultivo de la materia prima (zona, clima, condiciones, etc.). Puede contener compuestos tóxicos de microorganismos.



TABLA 2.4 (Continuación)

Comparación de materias primas para medio de cultivo de microorganismos

Nombre	Definición	Ventaja / Desventaja
Extracto de malta	Proviene como residuo del malteado de la cebada en la fabricación de cerveza. Presenta fuentes de carbono fácilmente asimilables (azúcares sencillos), variadas y ricas fuentes de nitrógeno (aminoácidos, proteínas y pépticos)	Dada su composición, se pueden producir condensaciones de Maillard durante el proceso de esterilizado. Estas reacciones se producen entre grupos amino y carboxilo de proteínas y azúcares, dando compuestos de degradación muy complejos. La consecuencia es la disminución de los nutrientes asimilables por los microorganismos.
Almidón y dextrinas	Son polímeros de azúcares que requieren la presencia de amilasas específicas para su degradación.	Es necesario degradarlos cuando los microorganismos carecen de las amilasas: por adición de amilasas al medio de cultivo, por hidrólisis química u obtención de mutantes capaces de producir amilasas.
Desechos de maderas e industrias papeleras	Al igual que el almidón, la celulosa requiere de un sistema enzimático especial para su degradación. Si el microorganismo no lo posee, es necesario proporcionarlo en el medio, efectuar una hidrólisis química o usar cepas mutadas capaces de degradarla.	
Metanol	Son pocos los microorganismos capaces de utilizarlo. Se usa en producción de proteína unicelular y de ciertas vitaminas.	
Alcanos de 12 a 18 carbonos	Son subproductos del petróleo, por lo que su mayor inconveniente es que su precio está determinado por el precio del petróleo. Sólo son válidos para unos pocos microorganismos.	

Fuente: Merchuck, J. (2005).

Son muy importantes también por su disponibilidad y costo reducido otras materias primas que contienen hidratos de carbono como granos, melazas, celulosas, suero de queso, etc. También se pueden emplear otros subproductos o efluentes de industrias que por su contenido en fuentes de carbono son interesantes para algunos procesos como las vinazas de destilería, alpechín y residuos sulfíticos, útiles solamente para procesos de producción de biomasa destinados al consumo animal, ya que si bien contienen hidratos de carbono y otras fuentes de carbono asimilables por los microorganismos, también contienen muchas impurezas que impiden su utilización en



otros procesos por las dificultades y costo elevado que presentan las operaciones de separación y purificación de los productos.

Es muy importante también la correcta elección de una determinada fuente cuando se presentan varias alternativas posibles. En este sentido deben considerarse los costos, la disponibilidad y el problema de impurezas que puede acompañar a las distintas materias primas utilizadas. (Estola, R., 2005)

2.1.3.2 Requerimientos Nutricionales

Los requerimientos nutricionales están determinados por el tipo de metabolismo celular, ya sea autotrófico, que corresponde a los microorganismos que obtienen el carbono del CO_2 como las algas y algunas bacterias, y los heterotróficos que necesitan compuestos orgánicos como fuente de carbono. Otro factor esencial está determinado por las condiciones del cultivo, si es aerobio o anaerobio. El O_2 es uno de los oxidantes más comunes en el metabolismo energético. Las fuentes de carbono cumplen también el rol de ser fuente de energía. Otro requerimiento nutricional está constituido por las fuentes de nitrógeno que pueden ser de naturaleza inorgánica u orgánica. El nitrógeno es utilizado para la biosíntesis de proteínas, ácidos nucleicos y polímeros de la pared celular. (Merchuck, J., 2005).

Los requerimientos de otros macronutrientes como el fósforo y el azufre son suministrados en forma de fosfato (PO_4) y sulfato (SO_4) o aminoácidos azufrados. El fósforo se incorpora en ácidos nucleicos y polímeros celulares. El azufre es asimilado para la síntesis de aminoácidos azufrados y además se necesita para la biotina, coenzima A, tiamina y otros componentes.

Los requerimientos de potasio y magnesio son también esenciales. Una parte importante del primero está unida al RNA de manera que los requerimientos de potasio aumentan con los factores que influyen en el aumento del RNA de las células, como la velocidad de crecimiento. El ión potasio actúa como coenzima y probablemente actúa como catión en la estructura aniónica de varios componentes celulares. El ión magnesio es esencial para la estabilidad de los ribosomas y actúa como cofactor en numerosas



reacciones del metabolismo. Tanto el potasio como el magnesio se incorporan a los medios en forma de sales como fosfato y sulfato.

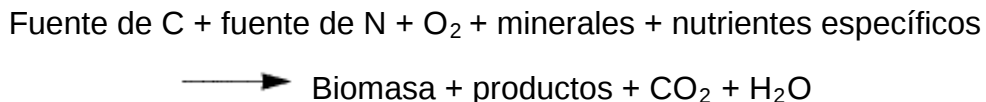
Con respecto a los micronutrientes se distinguen 2 categorías:

- a. Los que son frecuentemente esenciales para el crecimiento como calcio, manganeso, hierro, cobalto, cobre y cinc.
- b. Los que son raramente esenciales como bario, sodio, aluminio, silicio, circonio, vanadio, cromo, níquel, selenio, molibdeno, estaño, y yodo. En general los requerimientos de trazas de elementos son conocidas cualitativamente.

A veces es difícil demostrar un requerimiento de un micronutriente porque generalmente está presente en suficiente cantidad como impureza de los componentes principales. Los requerimientos de éstos compuestos pueden aumentar varias veces cuando el cultivo ha estado sujeto a "stress", como por ejemplo por aumento de temperatura por encima de un valor óptimo. (Estola, R., 2005)

2.1.3.3 Formulación

La formulación tiene que ver con los aspectos cuantitativos de los medios, es decir, debe establecer las concentraciones de cada componente a ser utilizadas. Una primera aproximación con respecto a las cantidades a utilizar de las diversas fuentes lo da el conocimiento de la composición de biomasa del microorganismo a ser empleado. Una composición elemental y típica de la biomasa es (en % de peso seco): Carbono, 46-48; Nitrógeno, 7-12; Fósforo, 1-3; Azufre, 0.5-1.0; Magnesio, 0.5-1%. Por el conocimiento de la estequiometría de crecimiento y de formación del producto, es posible formular adecuadamente un medio. En general podemos escribir para cualquier proceso de fermentación que:



Se pueden establecer balances de materia para otras reacciones que incluyan productos y deducir de las mismas, las cantidades de biomasa y productos que se



pueden obtener a partir de una determinada cantidad de fuentes de carbono y de nitrógeno. Las otras fuentes de elementos menores y factores no son necesarias de incluir.

2.3.3.4 Esterilización. Técnicas y términos asociados

Esterilización significa la eliminación de toda forma de vida de un medio o material, lo que se lleva a cabo generalmente por medios físicos o por muerte de los organismos por calor, productos químicos u otra vía.

La palabra *desinfección* se aplica a la remoción o destrucción por cualquier vía de organismos vivos que pueden causar daño particular o infección. No significa por lo tanto la destrucción de todos los microorganismos, sino solamente de aquellos que pueden producir un resultado no deseado.

Un antiséptico es un desinfectante, o sea un agente químico usado para destruir microorganismos dañinos. Se utiliza en general para agentes a ser aplicados en animales o humanos.

Asepsia es la exclusión continuada de microorganismos contaminantes. El cultivo de microorganismos en el laboratorio es llevado a cabo asépticamente como en muchas fermentaciones industriales. El medio de cultivo es esterilizado para remover toda forma de vida y luego inoculado con el cultivo requerido. Se dice entonces que el sistema se mantiene en condiciones asépticas.

Pasteurización es el término aplicado al proceso que se utiliza para la destrucción de algunos de los microorganismos posiblemente presentes en materiales sensibles al calor como la leche y cerveza. Consiste en calentar la leche, por ejemplo a 62 °C, mantenerla a esta temperatura 30 minutos y después enfriarla lo más rápidamente posible. Esta técnica no es de ninguna manera un procedimiento de esterilización. Es solamente un método para destruir organismos patógenos y al mismo tiempo disminuir el nivel de aquellos organismos que más pueden deteriorar la leche.



La razón fundamental para efectuar la esterilización en Microbiología Industrial es para evitar la competición por los nutrientes en medios de cultivo y permitir así que el cultivo de microorganismos específicos que se utilizan en un proceso de fermentación de los rendimientos esperados en biomasa y/o metabolitos específicos.

Métodos de esterilización

Los métodos de esterilización pueden ser de 3 tipos: a) por destrucción total de microorganismos; b) Por muerte o inactivación y c) Por eliminación con medio físicos.

Por destrucción total se entiende un proceso muy violento que casi siempre implica calentamiento apreciable del material, como ocurre con la aplicación de una llama. Otra manera de destruir contaminantes es el uso de poderosos agentes oxidantes. Por supuesto ésta metodología, aunque es efectiva, está muy restringida en su empleo. La muerte o inactivación significa la eliminación de microorganismos sin que exista necesariamente desintegración de las células. Se puede efectuar por calentamiento seco o húmedo, por radiación o por agentes químicos.

El calor húmedo, generalmente en forma de vapor bajo presión, es muy útil y de gran valor en la esterilización en el laboratorio o en la industria cuando se esterilizan los medios de cultivo y los equipos de fermentación. A nivel de laboratorio se emplean autoclaves, los cuales pueden alcanzar presiones de 1 a 3 atmósferas.

En escala grande el equipo de producción es esterilizado con vapor saturado bajo presión, y la presión requerida debe ser alcanzada en todas las partes del equipo y el aire debe ser purgado totalmente del sistema porque la transferencia de calor disminuye mucho en ese caso. (Merchuck, J., 2005).

2.1.4 Factores que afectan la morfología en cultivos sumergidos

Todo medio de cultivo esta sujeto variaciones en las condiciones en las cuales se lleva a cabo el proceso, por ello, es conveniente estudiar los factores que tienen influencia sobre la morfología y sobre la productividad. Acorde a muchos reportes, la morfología del micelio es crucial para el proceso de fermentación, no solo en relación a



la forma de las hifas en si mismas y a su micromorfología, si no también a la forma de las esporas y su crecimiento (macromorfología).

2.1.4.1 Efectos de la agitación

En fermentaciones sumergidas, la agitación es requerida para la adecuada mezcla, transferencia de masa y calor. En una fermentación aeróbica, el mezclado es requerido para garantizar la transferencia de oxígeno a través del reactor. La aireación ha mostrado tener un efecto crítico en procesos sumergidos incluyendo la fermentación de ácido cítrico.

La agitación, crea fuerzas capaces de afectar al microorganismo en formas severas causando cambios morfológicos, variación en su crecimiento y formación de producto e inclusive cambios en su estructura celular. En muchos casos, se presentan cambios en la morfología de hongos filamentosos como resultado de condiciones intensivas de agitación; bajo estas condiciones, las hifas tienden a volverse gruesas, cortas y densamente ramificadas. Dicha morfología se encuentra usualmente asociada con incrementos en la productividad, sin embargo, las altas velocidades de agitación promueven el desarrollo micelial y posibilitan la ocurrencia otras rutas metabólicas resultando en una disminución de la productividad.

El efecto de altas velocidades de agitación sobre diferentes cepas de *A. niger*, resulta en filamentos densamente ramificados y gruesos lo que genera una caída en la productividad a pesar de un rápido desarrollo; también se ha reportado que un incremento excesivo en la agitación puede causar rompimiento de las hifas en un gran número de microorganismos. A pesar de que los cultivos de *A. niger* son normalmente resistentes a rupturas, la fragmentación micelial por fuerzas mecánicas ha sido reportada. (Kristiansen, B., 1999)

2.1.4.2 pH

Los microorganismos pueden crecer en una variada gama de pH que va desde pH=2 para los acidófilos hasta pH = 11 para alcalófilos. En general los microorganismos



que toleran pH ácidos no toleran pH alcalinos y viceversa. Independientemente del pH que pueda soportar un microorganismo, es importante conocer cuál es el pH óptimo para el crecimiento. En la figura 2.3 está representada en forma general la variación de la velocidad de crecimiento μ_m con el pH para hongos y bacterias. De la misma surge claramente que en general los hongos tienen un pH óptimo cercano a 5 mientras que para bacterias se da alrededor de pH = 7; además debido a la forma "achatada" de las curvas, variaciones de 0.5 unidades de pH alrededor del óptimo no tienen mayor influencia. Durante el crecimiento los microorganismos modifican el pH del medio de cultivo, normalmente haciéndolo disminuir; por tal motivo es frecuente incluir en el medio, sustancias que actúen como tampón (buffer) a fin de evitar que el pH se aleje del óptimo. (Merchuck, J., 2005).

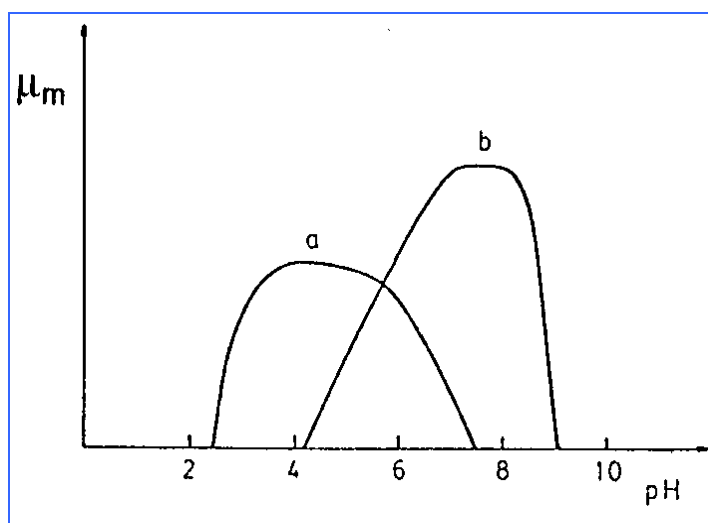


Figura 11. Efecto del pH sobre μ_m . Curva a: hongos. Curva b: bacterias.
Curva a: hongos; curva b: bacterias.

El pH de cultivo puede tener un profundo efecto sobre la producción de ácido cítrico por *A. niger*, debido principalmente a que la producción enzimática es altamente sensible al pH. Sin embargo, la información concerniente a los efectos del pH sobre la morfología del *A. niger* en la producción de ácido cítrico es limitada y a veces hasta contradictoria.



2.1.4.3 Temperatura

El efecto de la temperatura sobre el crecimiento es complejo. Por un lado cada reacción química individual de todas las que conforman el metabolismo es afectada por la temperatura, por lo que un incremento de ésta resulta en una mayor velocidad de reacción. Esto se traduce en un aumento de μ_m con la temperatura (ver figura 2.4). Por otra parte, aumentos posteriores de temperatura inactivan las enzimas que catalizan las reacciones, con lo que el valor de μ_m decrece rápidamente. La temperatura óptima resulta de la interacción de estos dos efectos. (Kristiansen, B.,)

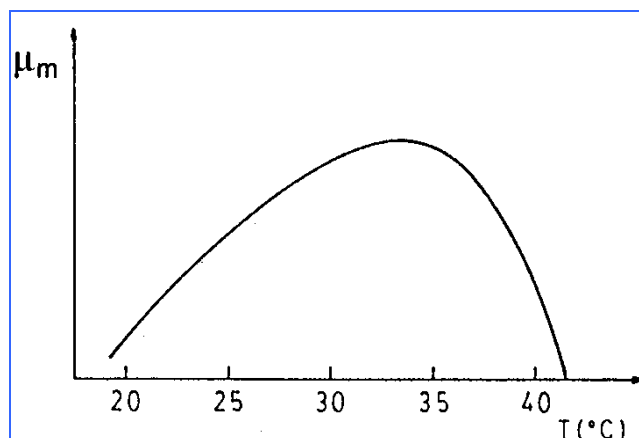


Figura 2.4 Efecto de la temperatura sobre la velocidad de crecimiento para un microorganismo mesófilo.

Como regla general, los microorganismos psicrófilos poseen temperatura óptima entre 10 y 20 $^{\circ}\text{C}$, los mesófilos entre 30 y 40 $^{\circ}\text{C}$ y, finalmente, los termófilos entre 50 y 60 $^{\circ}\text{C}$. La necesidad de mantener la temperatura de cultivo en el valor óptimo, hace que los biorreactores (fermentadores) cuenten con dispositivos apropiados para tal fin.



CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

A continuación se establece el tipo de investigación de realizar, así como también las fases de desarrollo y las actividades a cumplir para el alcance de los objetivos planteados.

3.1 Tipo de Investigación

El desarrollo de la investigación plantea un estudio con un nivel de profundidad proyectivo o de proyecto factible, según Balestrini A. (2001) este tipo de estudios: “están orientados a proporcionar respuestas y soluciones a problemas planteados en una determinada realidad: organizacional, social, económica, educativa, etc”. Esta investigación pretende crear una propuesta para el diseño de una planta de obtención de ácido cítrico en vista de la ausencia de un proceso de producción a escala industrial de este insumo en el país. Para ello, se adopta una estrategia de tipo experimental con el fin de establecer parámetros básicos que definan o estimen las condiciones de operación más adecuadas.

3.2 Metodología de la investigación

Para el buen desenvolvimiento del proceso investigativo, se desarrollan las siguientes fases:

3.2.1 Realización del diagnóstico general del mercado nacional para el ácido cítrico

Se recopila información bibliográfica referente a las propiedades y principales usos del ácido cítrico, reconociendo así la aplicabilidad del mismo en distintos sectores industriales (alimenticio, cosmético, farmacéutico y otros)

Se identifica a través de consultas bibliográficas, algunas de las fuentes proveedoras y consumidoras de ácido cítrico en el país. Además, se consultó datos históricos y actuales provenientes del Instituto Nacional de Estadística (I.N.E.) acerca de la



demanda de este insumo en el país. En base a ello, se grafica la cantidad de ácido cítrico demandada en función del año a fin de observar la tendencia del mercado y establecer la proyección durante los próximos quince años.

La tendencia a utilizar para realizar la proyección (lineal, polinómica, exponencial) se selecciona tomando en cuenta el máximo valor de R^2 , el cual se obtiene al realizar una regresión empleando los distintos modelos matemáticos durante la representación gráfica (Figura 3.1). Los parámetros que conforman la ecuación se determinan con el empleo del método de mínimos cuadrados.

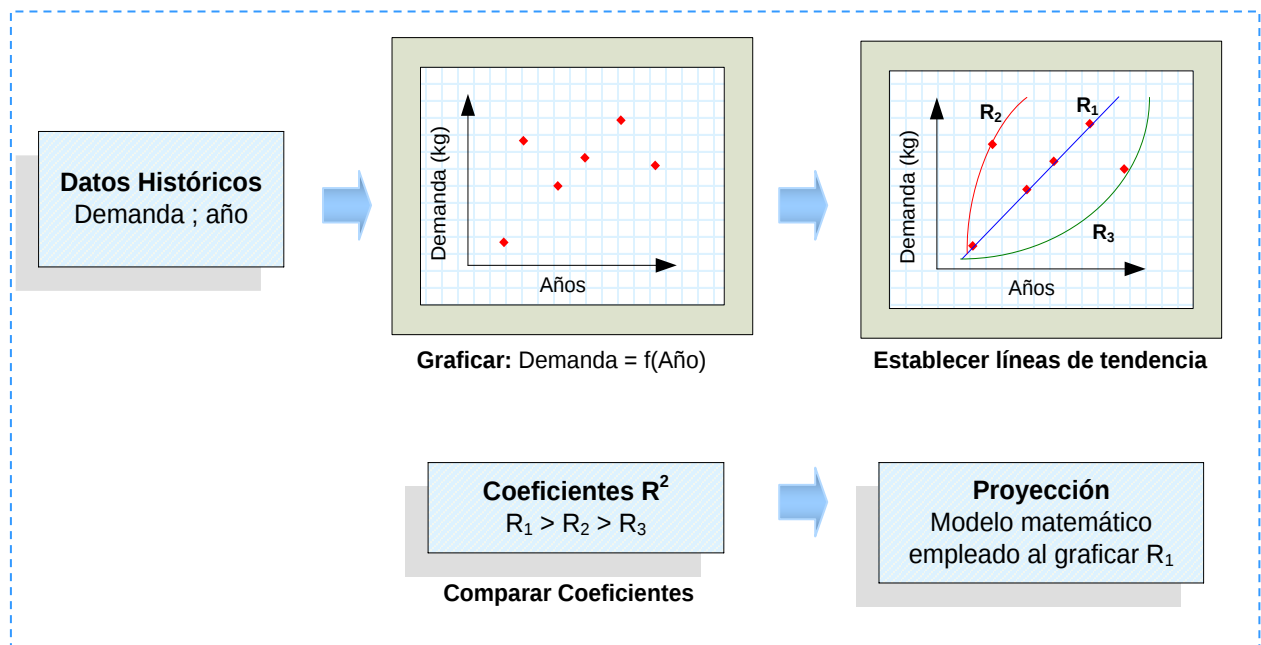


Figura 3.1 Representación esquemática para la determinación del modelo de proyección de la demanda.

El precio del producto se establece en base al costo del mismo en el mercado venezolano. Para ello, se consulta con empresas importadoras y distribuidoras de ácido cítrico en el país a manera de comparar los mismos y definir u observar el rango al cual es vendido el producto. Por tanto, el precio del ácido cítrico para el desarrollo del proyecto viene dado por un valor promedio de los suministrados por las distintas empresas.



3.2.2 Identificación de las diferentes tecnologías de producción existentes.

Mediante la revisión bibliográfica se logra conocer los distintos procesos de obtención de ácido cítrico. Se identifican tres vías de obtención: síntesis química, extracción de frutas cítricas y la vía fermentativa a través de microorganismos determinados.

La realización del análisis comparativo entre las distintas tecnologías de producción comprende un estudio de parámetros de control. Una vez establecidos dichos parámetros y criterios, la selección se realiza mediante una matriz de selección, en la cual se jerarquizan u ordenan las distintas opciones en función de cada criterio y de acuerdo a una escala de evaluación. La alternativa que ofrece máximos beneficios respecto a los parámetros establecidos se obtiene como se indica en el siguiente procedimiento:

1. Selección de los parámetros de evaluación que apliquen y asignar % de importancia que cada uno tiene para el óptimo desenvolvimiento del negocio. $\sum\% = 100$
2. Sugerir o definir las alternativas tecnológicas disponibles para asentar operaciones de producción.
3. Para cada alternativa tecnológica, se determinan los beneficios que ofrece para cada parámetro de evaluación seleccionado y se asigna un valor numérico. La escala a emplear se muestra a continuación:
 - No favorable: 1
 - Poco favorable: 2
 - Medianamente favorable: 3
 - Favorable: 4
 - Muy favorable: 5
4. Ponderar los resultados de parámetros de evaluaciones para cada alternativa.
(%importancia) x (escala 1→5)



5. Seleccionar la alternativa tecnológica que presente la mayor calificación.

Las tecnologías referenciadas anteriormente se seleccionan tomando en cuenta los factores señalados a continuación y bajo la ponderación respectiva establecida (Tabla 3.1)

- **Materia Prima:** Este factor es de suma importancia, ya que la disponibilidad y manejo del mismo influye de manera significativa en los costos de inversión para el desarrollo del proceso. De acuerdo a la bibliografía consultada, la materia prima para las tecnologías disponibles son: frutas cítricas, reactivos químicos específicos y fuente de carbohidratos (melazas). Para este factor se le atribuye una ponderación porcentual de un 35%.
- **Capacidad de Producción:** De manera similar a la materia prima la capacidad de producción es un factor de importancia. Una baja capacidad de producción implica un alto consumo de materia prima, aditivos y servicios industriales para el logro de la cantidad de producto deseado. Por ello, este parámetro se le atribuye un 25% dentro de la matriz de selección de la tecnología.
- **Subproductos y desechos:** la generación de desechos durante la fase de producción del ácido cítrico involucra el uso de procesos complejos o no, necesarios para su recuperación y posterior purificación. Además, se debe tomar en cuenta la toxicidad del subproducto a ser generado. Se le asigna un porcentaje de 25% a este factor.
- **Principio:** Comprende la complejidad del proceso, evaluando los equipos principales y/o tipo de operaciones unitarias involucrados. El requerimiento de equipos especializados y no disponibles en el mercado nacional limita o dificulta la puesta en marcha del proyecto, incluyendo además la repercusión sobre factores económicos. Se le asigna una ponderación de 15%



Tabla 3.1
Establecimiento del porcentaje de importancia para
los parámetros de selección

Parámetro	Porcentaje (%)
Materias Primas	35
Principio	15
Subproductos y desechos	25
Capacidad de producción	25

El método de recuperación del ácido cítrico procedente del licor fermentado o licor madre obtenido, se selecciona de manera similar tomando en cuenta los siguientes parámetros:

- **Materia Prima:** es de influencia sobre este factor las características de manejo y almacenamiento de la materia prima empleada en el proceso de recuperación, el grado de peligrosidad y toxicidad que esta pueda representar. Se presentan como alternativas productos de índole natural que no representan riesgo potencial y cuyo almacenamiento no requiere de medidas y tratamientos especializados como lo son las frutas cítricas y las melazas. Reactivos como el ácido cianhídrico y cianuro de potasio presentan características de peligrosidad de alta magnitud.
- **Capacidad de recuperación:** una vez producido el ácido se requieren de procesos capaces de concentrar las aguas madres y facilitar su cristalización. Este último, requiere de un consumo intensivo de energía para lograr la obtención del producto en estado sólido por evaporación, por lo cual la obtención de una solución de alta concentración beneficia el proceso en cuanto al uso de servicios industriales.
- **Subproductos y desechos:** se toma en cuenta el impacto ambiental de los productos secundarios generados en el proceso. De manera similar, la existencia de características, usos y aplicaciones del subproducto que represente un alto valor comercial del mismo.



Los parámetros y ponderaciones bajo las cuales se selecciona el proceso de recuperación se presentan e ilustran a continuación:

Tabla 3.2
Establecimiento de porcentaje de importancia para los parámetros de selección del método de recuperación

Parámetro	Porcentaje (%)
Materia prima	25
Subproductos y desechos	35
Capacidad de recuperación	40

De esta manera, se analizan cada una de las tecnologías, tanto de producción como de recuperación. Los resultados de cada uno de los análisis se reportan como lo señala la tabla 3.3:

Tabla 3.3
Modelo representativo de la matriz de selección

		Valoración: 0-5			Ponderación: (%)x(Valoración)		
Parámetro	%						
Σponderaciones							

3.2.3 Definición mediante ensayos de laboratorio de las variables de operación del proceso.

Empleando la tecnología de producción, se realizan pruebas de laboratorio para la obtención de ácido cítrico en el Laboratorio de Química Orgánica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Carabobo. El microorganismo para el proceso, lo suministra el Laboratorio de Micología perteneciente a la Facultad de Ciencias de la Salud (FCS). Además, se cuenta con la colaboración de la Unidad de Microbiología



Ambiental (UMA), organismo perteneciente al Departamento de Biología de la Facultad de Ciencias y Tecnología (FACYT) y el Centro de Investigaciones Químicas (CIQ) de la Facultad de Ingeniería en cuanto al suministro de reactivos y realización de pruebas específicas.

El diseño experimental se establece en base a la información bibliográfica consultada. La planificación del experimento se desarrolla de la siguiente manera:

3.2.3.1 Establecimiento de las Variables

La identificación y selección de variables del proceso se realiza partiendo de la información bibliográfica recopilada sobre trabajos relacionados con este proceso de producción. De esta manera, se seleccionan tomando en cuenta su impacto e influencia sobre los procesos de fermentación, y las cuales han sido reconocidas y validadas por la bibliografía y los antecedentes consultados. Así, se establece su tipo (variables dependientes e independientes), símbolo y unidad.

Tabla 3.4
Establecimiento de las variables críticas en el
Proceso de fermentación

Variables Independientes		
Variable	Símbolo	Unidad
Porcentaje de azúcares	P	Porcentaje (adim)
Acidez del medio	A	pH
Tiempo de incubación	T	Tiempo (días)
Temperatura	T	°C
Rendimiento	R	Porcentaje (adim)
Micelio seco	MS	Gramos (g)



3.2.3.2 Definición de los reactivos, equipos y/o instrumentos

Se utilizan reactivos diferentes en toda la cadena del proceso de obtención del ácido cítrico; algunos como parte esencial en la composición del sustrato o medio nutriente para el crecimiento del hongo y otros cuya reacción y comportamiento químico permiten la recuperación y purificación del ácido.

A continuación, se lista la serie de componentes y equipos principales utilizados durante el desarrollo del proceso en las etapas de pretratamiento, recuperación y determinación final del producto obtenido:

Tabla 3.5
Reactivos empleados en el proceso de obtención de
ácido cítrico vía fermentativa

Nombre	Fórmula
Pretratamiento del medio de cultivo	
Fosfato dipotásico	KH_2PO_4
Sulfato de magnesio	MgSO_4
Cloruro de amonio	NH_4Cl
EDTA	EDTA
Hidróxido de Sodio	NaOH
Etapas de recuperación del ácido cítrico	
Hidróxido de Calcio	$\text{Ca}(\text{OH})_2$
Ácido Sulfúrico	H_2SO_4
Determinación del producto	
Ácido cítrico anhídrido	$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$
Anhídrido acético	$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$
Piridina	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N}$



Tabla 3.6
Equipos principales utilizados para la obtención de ácido cítrico

Equipo	Función
Autoclave	Esterilización del medio de cultivo
pHmetro	Verificar el comportamiento del proceso a través del pH
Centrífuga	Separación de cristales
Espectrofotómetro	Caracterización del producto final

3.2.3.3 Diseño del experimento

La realización del experimento involucra la definición de ciertos parámetros de orden operacional a fin de establecer los rangos de operación, niveles de las variables y definir el arreglo experimental. A continuación, se presentan dichas definiciones.

➤ Rango de operación y niveles de estudio

Para la selección de los rangos de operación, se consideran factores como capacidad estimada de los equipos disponibles, tiempo y disponibilidad para el uso de los mismos y demás instalaciones del Laboratorio de Química Orgánica, además de la información bibliográfica obtenida. Por otro lado, sobre el rango de operación definido para cada variable y la influencia de ellas en el desarrollo del proceso, se definen los niveles de estudio. La tabla 3.7 ilustra los valores establecidos.

Tabla 3.7
Rangos de operación de las variables independientes en el proceso de obtención de ácido cítrico

Variable	Símbolo	Rango	Niveles
Agitación del medio	a_g	Suave / Media	a_{g1} = Lenta a_{g2} = Media
Porcentaje de azúcares	P	(10 – 20) %	P_1 = 10% P_2 = 15 % P_3 = 20%



Tabla 3.7 (Continuación)
Rangos de operación de las variables independientes en el
proceso de obtención de ácido cítrico

Variable	Símbolo	Rango	Niveles
Acidez del medio	A	(5,5 – 6,5) de pH	$A_1 = 5,5$ de pH $A_2 = 6,5$ de pH
Tiempo de incubación	t	(6 – 12) días	$t_1 = 6$ días

➤ **Establecimiento del arreglo experimental**

A partir de los niveles de las variables, se define el arreglo experimental, el cual da a conocer el número de experimentos a realizar. Se realizan cuatro ensayos preliminares, a través de los cuales se establece el pH mas adecuado entre valores de 5.5 y 6.5 y niveles de agitación lenta y media durante un período de incubación de 6 días. Dicho arreglo se representa en el esquema de la figura 3.2.

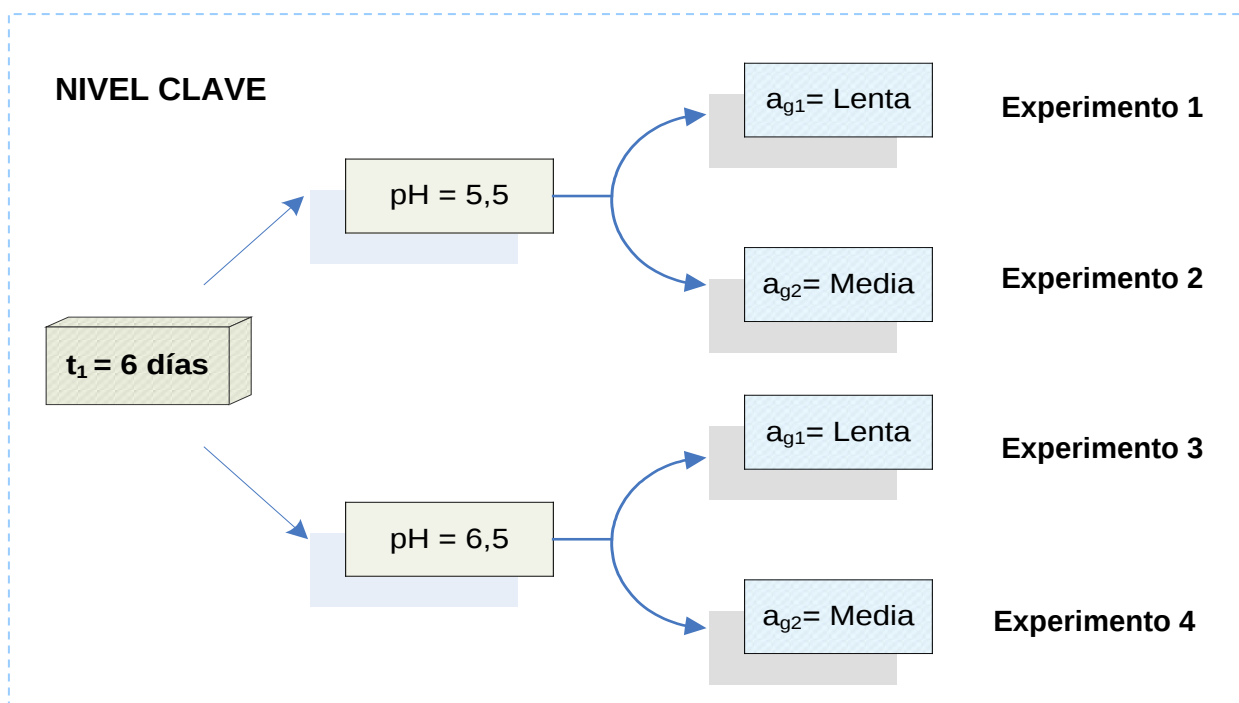


Figura 3.2 Esquema experimental a desarrollar para la evaluación de los parámetros de nivel de agitación y valor de pH



A partir de los resultados obtenidos, se establece el pH y nivel de agitación al cual se someterán los ensayos posteriores donde se encuentran involucradas las variables porcentaje de azúcares a distintos niveles y tiempo de incubación prefijado. Las condiciones bajo las cuales se sometió la experimentación son: porcentajes de azúcares igual a 10%, 15% y 20%; así como un tiempo de incubación de 6 días, y como un aporte adicional, el experimento que resulte con mejores resultados de esta fase se replica a 12 días de incubación para observar el efecto del tiempo sobre su rendimiento (Figura 3.3).

➤ Composición del medio de cultivo

El medio de cultivo debe proveer los nutrientes necesarios para el desarrollo adecuado del microorganismo a emplear en el proceso fermentativo (*Aspergillus Níger*). Por ello, la materia prima empleada (melaza de caña) es complementada con otros nutrientes y garantizar así el crecimiento y desarrollo del mismo. De esta manera el medio de cultivo presenta la composición reflejada en la tabla 3.8

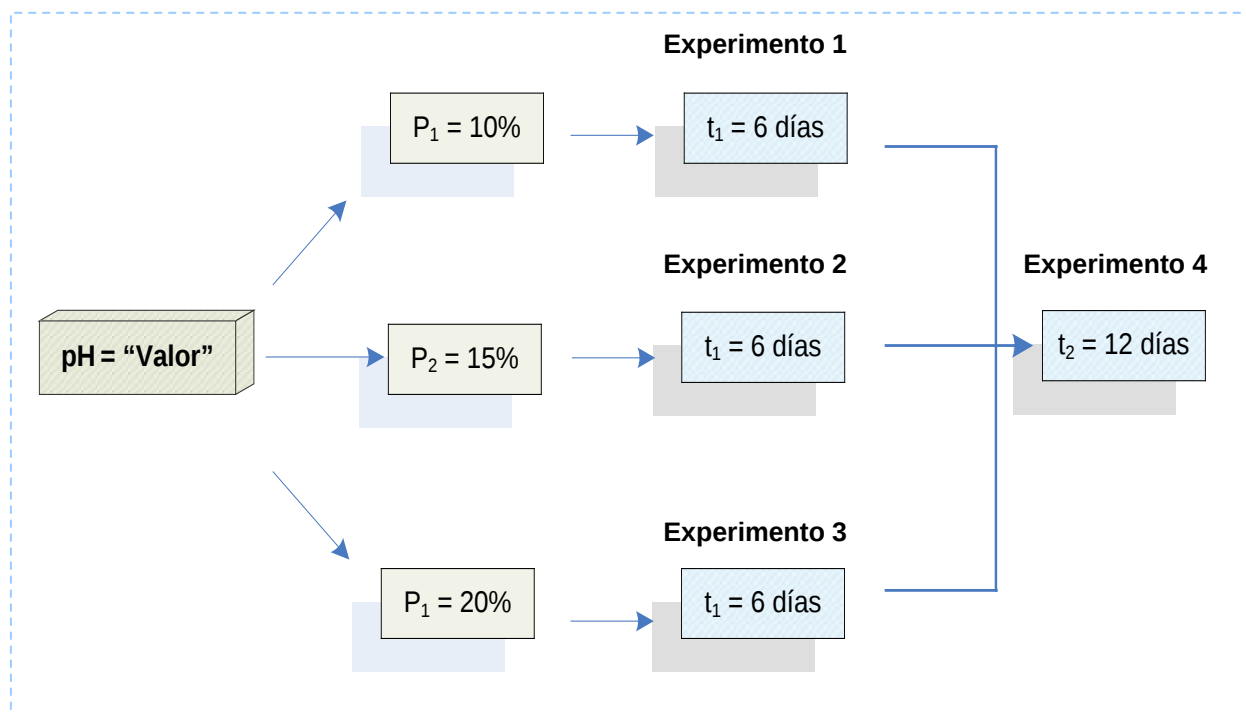


Figura 3.3 Esquema experimental a desarrollar para la evaluación de los parámetros Porcentaje de azúcares y tiempo de incubación.



Tabla 3.8
Composición del medio de cultivo empleada en el proceso fermentativo

Componente	Función	Masa (m $\pm$ 0,001) g / 1L
Melaza de caña	Fuente de carbohidratos	130,720
		196,078
		261,437
Fosfato dipotásico	Fuente de P	1,000
Cloruro de amonio	Fuente de N	1,000
Sulfato de magnesio	Fuente de Mg - S	0,005
EDTA	Agente quelante	0,005

3.2.3.4 Metodología para la obtención del ácido cítrico

La metodología diseñada para la conducción de la fase experimental del proyecto se estructura en tres etapas:

- Obtención, crecimiento y mantenimiento del hongo (*Aspergillus niger*)
- Fermentación
- Aislamiento, purificación y caracterización del producto.

La figura 3.4 presenta un esquema general de lo anterior.

➤ Obtención, crecimiento y mantenimiento del hongo.

- Preparar el medio a base de agar, diluyendo a razón de 39 g de agar en polvo por litro de agua destilada.
- Mezclar la solución, calentar con agitación y dejar hervir por 1 min hasta disolver completamente.

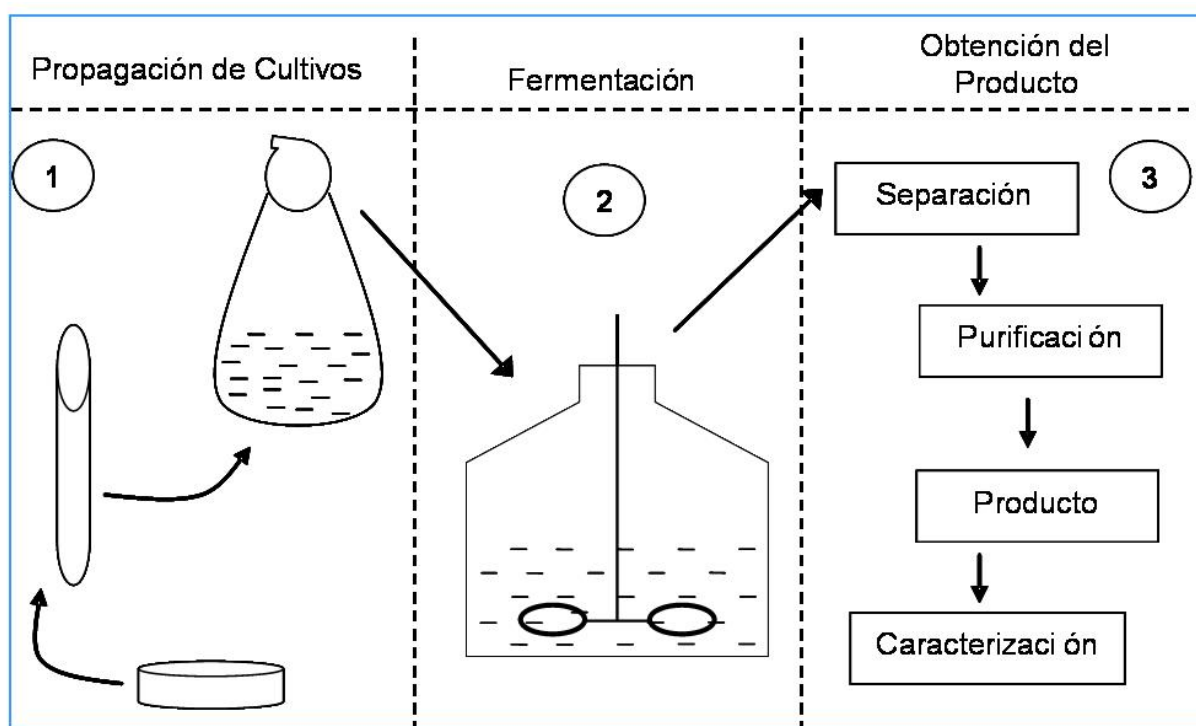


Figura 3.4 Esquema general de la metodología de obtención de ácido cítrico.

- Verter el agar (en caliente) en tubos de ensayo y esterilizar en autoclave por 15 min a 121 °C y 15 psi.
- Dejar enfriar los tubos de agar a temperatura ambiente inclinándolos en una base de 1 cm de altura.
- Inocular el medio de agar sólido de los tubos con el moho *Aspergillus Níger* a temperatura ambiente (26-28°C) durante 3 – 4 días para suficiente esporulación, luego mantenerlos como cepa bajo refrigeración (4 °C).

➤ **Etapas de Fermentación**

La melaza de caña, empleada como medio de cultivo, se somete a una etapa de pretratamiento que incluye dilución, decantación para eliminar sólidos insolubles y adición de agentes quelantes para eliminar el exceso de metales pesados. Una vez realizado, se procede a iniciar el proceso fermentativo:



- Preparar 1 L de medio de cultivo diluyendo la melaza con agua destilada hasta la concentración de azúcares deseada.
- Ajustar el pH del medio a 6.5 con hidróxido de sodio 0,1 N y agregar los nutrientes correspondientes.
- Esterilizar en autoclave por 15 min a 121 °C y 15 psi.
- Inocular el medio de cultivo con el micelio desarrollado en el precultivo. El tamaño del inóculo debe ser aproximadamente del 10 % en volumen del medio.
- Incubar el medio inoculado con agitación y aireación sumergida, durante el período de tiempo establecido en el arreglo experimental. El aire proveniente de la bomba se suministrará al fermentador a través de un filtro de algodón para garantizar la entrada de aire estéril.
- Medir y registrar diariamente el pH del medio de cultivo.
- Filtrar el micelio al finalizar el periodo de incubación
- Esterilizar el licor madre calentando a 80 °C durante 2 h. Filtrar en caliente.
- Proceder a la recuperación y purificación del producto.

➤ **Recuperación del producto.**

Luego de la separación, esterilización y filtración del licor madre, donde se separa el micelio, azúcares residuales, proteínas y otras impurezas solubles; se procede a la obtención del producto, es decir, el ácido cítrico.

Para la recuperación y purificación del ácido, se lleva a cabo el proceso de precipitación de sales de calcio, basado en el tratamiento del licor madre con una lechada de cal Ca(OH)_2 lo cual forma citrato de calcio. Posteriormente se añade ácido sulfúrico para descomponer el citrato de calcio.



- Agregar al licor madre Ca(OH)_2 al 30 % hasta alcanzar un pH de 7,0. Mezclar bien y dejar reposar durante 15 min.
- Calentar la solución hasta 90 °C por 2 h para permitir la precipitación del citrato de calcio.
- Filtrar en caliente y lavar el precipitado con agua destilada caliente.
- Secar el precipitado filtrado en una estufa a 60 °C durante 2 horas o más hasta obtener un peso constante. Registrar el valor obtenido.
- Disolver en agua destilada el citrato de calcio obtenido.
- Agregar a la solución anterior H_2SO_4 concentrado en cantidad estequiométrica a partir de la cantidad de citrato de calcio obtenido.
- Calentar la solución a una temperatura de 55 – 60 °C para permitir la precipitación del sulfato de calcio dihidratado.
- Filtrar la solución anterior y descartar el precipitado.
- Agregar suficiente carbón activado a la solución filtrada y dejar reposar por 30min.
- Filtrar nuevamente. Repetir el paso anterior hasta aclarar la solución lo suficiente.
- La solución obtenida contiene el ácido cítrico resultante.

El ácido cítrico anhídrido se obtiene evaporando por encima de los 36.5 °C, la cual es su temperatura de transición, por ello la solución se somete a un proceso de destilación al vacío. La cristalización se realiza de la siguiente manera:

- Verter la solución recuperada de ácido cítrico en el equipo de evaporación.



- Encender la bomba de vacío y la manta de calentamiento. Esperar la estabilización del proceso.
- Verificar que la temperatura se mantenga alrededor de 38 °C al descender la primera gota de líquido.
- Continuar el proceso de evaporación hasta eliminar la mayor cantidad de agua posible y permitir la precipitación de los cristales.
- Enfriar la solución a temperatura ambiente, centrifugar y descartar el líquido sobrenadante.
- Pesar y registrar el valor obtenido del producto en seco.

El porcentaje en peso de ácido cítrico fue determinado en las muestras finales obtenidas. Un primer método realizado, es una determinación por titulación. El ensayo de acuerdo con los métodos oficiales de análisis provenientes de Association of Official Analytical Chemists (AOAC) número 950.07 referenciado por Murad A., El-Holi and Khalaf S. Al-Delaimy. (2003), el cual consiste en la neutralización del ácido presente en la muestra con una solución alcali (hidróxido de sodio) usando como indicador fenolftaleína. Para ello, se procede de la siguiente manera:

- Pesar 0.05 g de muestra.
- Disolver la muestra en 40 mL de agua y agregar 0.5 mL de fenolftaleína.
- Añadir gota a gota hidróxido de sodio 0,1 N hasta alcanzar el punto final

En el segundo método, se procede a la realización de un análisis cualitativo y cuantitativo por espectrofotometría en la región ultravioleta visible (UV) a una longitud de onda específica. El ácido cítrico anhídrido es estimado haciendo uso del método piridina – anhídrido acético reportado por Marrier y Boulet (1958) y referenciado por Spencer, Alice y Lowenstein (1967). El procedimiento realizado es el siguiente:

- Tomar 1.0 ml de muestra en tubo de ensayo y agregar 6 ml de anhídrido acético.
- Calentar los tubos en baño de María a 60°C durante 30 min.



- Agregar 1.0 ml de piridina a la solución.
- Enfriar a temperatura ambiente.
- Calentar nuevamente los tubos en baño de María a 60°C durante 40 min.
- Enfriar en hielo durante 10 min.
- Leer en el espectrofotómetro empleando una celda de 1cm.

Los resultados del desarrollo experimental se determinan empleando las siguientes ecuaciones:

Determinación de los Grados Brix (°Brix) de la Melaza de Caña Utilizada.

$$Ss = ^\circ Brix = \frac{m * S}{(3)} \quad (3.1) \quad (\text{COVENIN 924})$$

Donde:

Ss = contenido de sólidos solubles en el producto, expresados en grados Brix.

M = masa de los 20 mL de muestra preparada, en gramos (g).

S = contenido de sólidos solubles en la muestra preparada, determinado por medio de la lectura del refractómetro, una vez corregido si es necesario.

Determinación de la masa teórica de la melaza a emplear

$$\% p / p = \frac{m_{Sto}}{m_{Slc}} * 100 \quad (3.2) \quad (\text{Himennblau, 1996})$$

Donde:

m_{Sto} : Masa de soluto (g).

m_{Slc} : Masa de la solución (g).

% p/p : Relación másica porcentual (adim)

Determinación de cantidad de productos y subproductos obtenidos.

$$m_i = m_{\text{solido}} - m_{\text{papel / Recipiente}} \quad (\text{Propia}) \quad (3.3)$$



Donde:

m_i : Masa del producto / subproducto a determinar (g).

$m_{\text{papel / recipiente}}$: Masa del papel y/o recipiente (g).

$m_{\text{sólido}}$: Masa del producto en el papel y/o recipiente colector (g).

Determinación de la desviación presente entre valores teóricos y experimentales.

$$\%Desv = \frac{|Valor_{TEO} - Valor_{EXP}|}{Valor_{TEO}} * 100 \quad (3.4) \quad (\text{González de Clamens, 1992})$$

Donde:

%Desv: Porcentaje de desviación (adim).

V_{TEO} : Valor teórico.

V_{EXP} : Valor experimental

Determinación del porcentaje de ácido cítrico en la muestra (titulación)

$$No. \text{ Equivalentes Ácido cítrico} = No. \text{ Equivalentes NaOH} \quad (3.5)$$

(Day, R. y Underwood, A. , 1989)

$$\frac{g \text{ Ácido}}{P.E} = V_{NaOH} * N_{NaOH} \quad (3.6)$$

(Day, R. y Underwood, A. , 1989)

Donde:

g Ácido: masa de ácido cítrico en la muestra (g).

V_{NaOH} : Volumen promedio de NaOH adicionado (mL).

N_{NaOH} : Normalidad del NaOH adicionado (equiv / L).

P.E. : Peso equivalente del ácido cítricoanhídrido (g / equiv).

Fc: Factor de corrección por dilución (adim)

Concentración de la muestra (ppm)



$$ppm = \frac{Masa(mg)}{volumen(L)} \quad (3.7) \quad (\text{Day, R. y Underwood, A. , 1989})$$

Preparación de soluciones por dilución

$$V_M * C_M = V_D * C_D \quad (3.8) \quad (\text{Day, R. y Underwood, A. , 1989})$$

Donde:

V_M : Volumen de la solución madre (mL)

V_D : Volumen de la solución diluida (mL)

C_M : Concentración de la solución madre (ppm)

C_D : Concentración de la solución diluida (ppm)

3.2.4 Realización del análisis técnico - operativo de la planta.

El establecimiento de la capacidad de producción de la planta se realiza sobre la base de proyecciones estimadas referente al consumo de ácido cítrico durante los próximos quince años, tomando en cuenta la oferta y la demanda del mismo en el país. Dicho estudio permite determinar si las dimensiones del mercado que se estiman justifican instalar la planta. Además, los volúmenes y características de las materias primas, así como la localización de las áreas de producción de las mismas, son factores que influyen en el tamaño de la planta.

La localización de la misma es propuesta una vez realizado el proceso de selección matricial, cuyo procedimiento es similar al adoptado para la selección de la tecnología de producción y recuperación. En dicha matriz, se dispone de algunas zonas geográficas posiblemente óptimas para la ubicación del proyecto tomando en cuenta los siguientes parámetros de evaluación:

- **Proveedores:** disponibilidad de materia prima para llevar a cabo proceso de producción. Se analiza la cercanía a fuentes proveedoras de materia prima, en este caso melaza de caña, a fin de garantizar el suministro ininterrumpido de la misma.



Este factor, por ser de gran importancia para el desarrollo del proceso presenta una ponderación de 25%.

- **Clientes:** capacidad de colocar producto en consumidores, considerando cantidad, calidad y tiempo de entrega de producto. Los clientes representan un elemento de gran importancia dentro de la selección de la ubicación de la planta. La cercanía de clientes disminuye los costos de distribución y permite acortar los tiempos de entrega. La planta de ácido cítrico deberá situarse en cercanías a industrias pertenecientes a sectores alimenticios, bebidas, detergentes, entre otros. La valoración que se otorga a este parámetro es de 20%.
- **Viabilidad:** La disponibilidad de una estructura de comunicación adecuada repercute directamente en las labores producción y por ende en costo final del producto. El contar con vías de comunicación óptimas garantiza la recepción y despacho de materia prima, la distribución fácil y rápida del producto, así como la movilización del personal a laborar en el área. La viabilidad presentará un valor de 20%.
- **Servicios Industriales:** disponibilidad de servicios industriales (agua, electricidad, aire) para llevar a cabo proceso de producción. Se analiza cantidad, calidad y confiabilidad de suministro. Se le otorga un valor de 15%.
- **Mano de Obra:** disponibilidad de personal calificado para llevar a cabo proceso de producción. La valoración que se otorga a este parámetro es de 10%.
- **Impuestos:** incentivos/restricciones que alcaldías u otros niveles de gobierno establezcan para ciertos tipos de actividades productivas. Se le asigna una ponderación de 10%.

Los factores y ponderaciones de cada uno de ellos se resumen a continuación en la tabla 3.9:



Tabla 3.9
Establecimiento de porcentaje de importancia para los parámetros involucrados en la ubicación de la planta

Parámetro	Porcentaje (%)
Proveedores	25
Clientes	20
Vialidad	20
Servicios Industriales	15
Mano de Obra	10
Impuestos	10

El suministro garantizado de materia prima, la fácil y rápida distribución de producto así como recepción de materia prima y materiales, son factores de interés que definirán en gran parte la ubicación de la planta de producción. La ponderación de la evaluación será reflejada utilizando el siguiente modelo:

Tabla 3.10
Matriz de selección de zonas geográficas destinadas a la ubicación de la planta

Parámetro	%	Valoración: 0-5			Ponderación: (%)x(Valoración)		
		Zona 1	Zona 2	Zona 3	Zona 1	Zona 2	Zona 3
Proveedores	25						
Clientes	20						
Vialidad	20						
Servicios	15						
Mano de Obra	10						



Impuestos	10						
Σ ponderaciones							

Una vez definida la zona, se establece el área o estado dentro de la zona seleccionada que mejor se adecue a los parámetros de evaluación empleando el modelo anterior.

3.2.5 Establecimiento del diseño de ingeniería básica del proceso planteado para la obtención industrial del ácido cítrico

3.2.5.1 Diseño Conceptual.

Una vez seleccionada la tecnología de producción para la obtención de ácido cítrico, se procede a establecer el esquema general del proceso. A partir de este, la bibliografía consultada y la experiencia obtenida en la fase experimental, se procede a realizar el diseño conceptual del mismo dividiéndolo en secciones de proceso según las operaciones planteadas para su mejor comprensión y análisis.

3.2.5.2 Descripción del proceso.

Se procede a la definición de cada sección, esbozando el diagrama de bloques específico y generando un cuadro para la presentación de sus características de proceso, tales como flujo de entrada y salida, tipo de proceso (si es continuo o por lotes) y el tiempo de operación o ciclo de producción para cada operación unitaria planteada.

3.2.5.3 Diagrama de flujo.

Definidas las secciones de proceso junto a sus operaciones unitarias y características de proceso particulares, se procede a la generación de diagrama de flujo el cual, según Gómez y Núñez (2002) se define como “la representación esquemática y gráfica de los pasos sucesivos del desarrollo de un proceso”. En el mismo, se indican materiales de entrada y productos de salida y empleando símbolos convencionales (si los hubieran) o representativos de cada operación establecida.



3.2.5.4 Ingeniería básica.

El paso siguiente en el diseño del proceso, es el dimensionamiento de los equipos principales o claves establecidos para realizar las operaciones unitarias requeridas. Para tal dimensionamiento, se recurre a la aplicación de modelos matemáticos además de tablas, gráficos o nomogramas de referencia de equipos estándares existentes establecidos por la bibliografía especializada y tomando en cuenta normas o especificaciones que resulten útiles o necesarias para su aplicación. También se toma en cuenta información concerniente a equipos de procesos existentes o ejemplos prácticos los cuales pueden aportar datos importantes, ya sean técnicos o teóricos, para el dimensionamiento de los mismos.

Se define también en esta sección el tipo de proceso o de manufactura de cada unidad, es decir, si la operación unitaria debe ser continua o por lotes. Se fija en base al tiempo diario de producción, el número y tamaño de lotes de las operaciones, así como del tiempo de ciclo o producción individual que las mismas requieran; de ese modo, al fijar la cantidad de turnos diarios de trabajo, se especifica un tamaño y número de lote que sea acorde con la producción diaria requerida y que entre los turnos contemplados cumplan con la cuota diaria. Todo ello, teniendo como punto de partida la información disponible en la bibliografía especializada y los resultados obtenidos en la experiencia práctica. Finalmente, se establece una secuencia cronológica de la producción diaria en función del número y tiempo que lleva cada operación.

Otro aporte para el dimensionamiento o definición de especificaciones de equipos, es el uso del programa comercial de simulación de procesos Superpro Designer, a través del cual se obtiene una fuente de información de costos de referencia para varios de los equipos principales que se estipulan en el diseño; a través de procedimientos descritos en el apéndice E, es posible dimensionar las características básicas de un equipo a partir de la variación de sus parámetros principales y en el mismo obtener datos confiables de los costos asociados,



comprobando así la versatilidad del software y su utilidad como herramienta tanto de simulación como de evaluador económico.

3.2.5.5 Distribución en planta.

Se realizará una distribución en planta básica por producto y por proceso. Según Gómez y Núñez, la distribución basada en el producto se caracteriza por la ubicación de los equipos o las áreas de trabajo adyacentes y sujetas a la secuencia de las operaciones necesarias para la elaboración del producto, mientras que la basada en el proceso se enfoca en el agrupamiento de máquinas o equipos en departamentos o secciones y en función con el proceso o funciones similares. La combinación de estos dos basamentos trae ventajas como: una supervisión más fácil o eficiente; mantenimiento de la continuidad de producción en casos de desperfectos, escasez de materiales o ausentismo de trabajadores; mejor manejo de materiales y recorrido mínimo de este o el producto; mayor simplicidad del control de producción.

3.2.5.6 Organización de Planta

Se establece un diagrama organizativo de la planta, en la cual se jerarquizan los distintos cargos o roles a desempeñar por el personal de la planta. La cantidad de empleados en la misma viene dado por la realización de estimaciones a través del uso de diagramas. El mismo, refleja el número de horas hombre en función de la producción diaria de la planta. Partiendo de allí, se realiza una distribución de personal en las distintas áreas de planta necesarias para la realización del proceso.

3.2.6 Evaluación económica de la implementación del proceso.

El estudio económico para una planta de proceso debe desarrollar los conceptos de ingresos y gastos que permitan establecer el balance económico o flujo de caja y determinar la viabilidad económica de la actividad productiva a desarrollar a través de indicadores económicos como el valor presente neto, equivalente anual, tasa interna de retorno y tiempo de pago. Ello, puede resumirse de la siguiente manera:

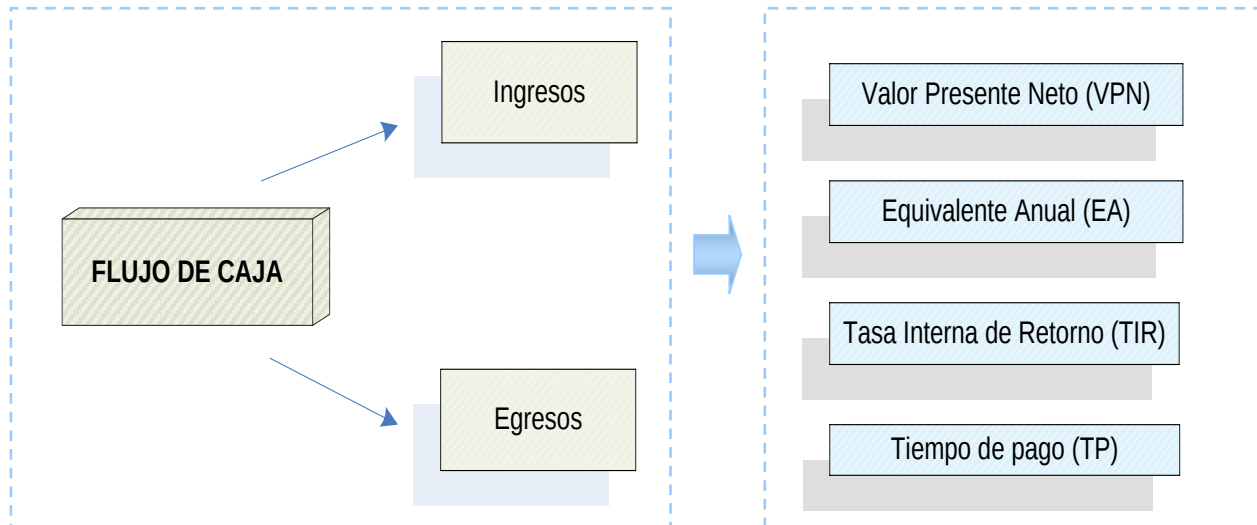


Figura 3.5 Esquema representativo del flujo de caja

Por otra parte, la elaboración de un proyecto de inversión debe comprender un lapso predefinido: el horizonte económico de la inversión o plazo requerido para llevar a cabo la inversión. En este caso, el estudio económico será establecido para un lapso de 15 años comprendidos entre el año 2006 y el 2021.

La Evaluación económica de la implementación del proceso comprenderá la determinación de los siguientes parámetros:

3.2.6.1 Flujo de caja

Comprende el balance de las entradas y salidas de dinero generadas por la actividad productiva a desarrollar en el año t:

$$Flujo_{Año} = IB_t - C_{oper.} - ISLR - C_{fijo} \mp C_{trab} + V_{resid} \quad (3.9) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Donde:

IB_t : Ingresos Brutos en el año “t”

ISRL: Impuesto sobre la renta.

$C_{oper.}$: Costos operacionales



C_{fijo} : Capital Fijo

C_{trab} : Capital de Trabajo

V_{resid} : Valor residual

Los ingresos brutos vienen dados por la venta del producto a partir del precio de venta del mismo (P_v) y el volumen anual producido de acuerdo al plan o estrategia de inserción en el mercado (Q).

$$IB = P_v * Q \quad (3.10) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Los egresos se encuentran asociados a desembolsos monetarios por concepto de adecuación de la infraestructura, operación remanufactura y/o cualquier gasto relacionado con la actividad productiva. Ellos se encuentran clasificados de la siguiente manera:

➤ Inversión

Viene dada por la cantidad de dinero requerido para el financiamiento del proyecto u actividad productiva. Se encuentra integrada por la suma del capital fijo y el capital de trabajo.

$$Inversión = C_{fijo} + C_{trab} \quad (3.11) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Capital fijo: es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso. Comprende los activos tangibles e intangibles de la planta (equipos, terreno, tuberías).

$$Cap. Fijo = \sum_{i=1}^n Costos_{Capital Fijo} \quad (3.12) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Ente los activos tangibles:

a) Costos de equipos:



El apéndice E, muestra el procedimiento para la obtención de costos de equipos a través del software SuperPro Designer. La determinación de dichos costos utilizando factores de ajuste se realiza a través de las siguientes ecuaciones.

$$(Costo_{presente}) = (Costo_{obtenido}) (Ajuste_{tiempo}) (Ajuste_{cap}) \quad (3.13) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

$$(Ajuste_{tiempo}) = \frac{(Indice_{actual})}{(Indice_{referencia})} \quad (3.14) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

$$(Ajuste_{capacidad}) = \left[\frac{(Capacidad_{requerida})}{(Capacidad_{conocida})} \right] \quad (3.15) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

Se emplean los valores de índice económico reportados en la Chemical Engineering Magazine para la actualización de los costos de los equipos.

b) Costo de terreno

$$Terreno = (Área_{(m^2)} * Costo_{(\$ / m^2)}) \quad (3.16) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

c) Acondicionamiento de terreno

$$Acondicionamiento = (10\% - 15\%) Costo_{equipos} \quad (3.17) \\ (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

d) Costo de edificaciones

$$Costo_{Edificaciones} = 47\% * Costo_{equipos} \quad (3.18) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

e) Instrumentación y control

$$Instrumentación = 13\% * Costo_{equipos} \quad (3.19) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

f) Costo de tuberías

$$Tuberías = 31\% * Costo_{equipos} \quad (3.12) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$



g) Costo de equipos eléctricos

$$\text{Equipos Eléc.} = (10\% - 15\%) \text{ Costo equipos} \quad (3.20) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

Los activos fijos intangibles, se señalan a continuación:

a) Ingeniería y supervisión

$$\text{Ingeniería} = (2\% - 7\%) * \text{Costo equipos} \quad (3.21) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

b) Costo de estudios y proyectos

$$\text{Estudio y proyectos} = 35\% * \text{Costo equipos} \quad (3.22) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

c) Arranque, pruebas y Contingencias

$$\text{Contingencias} = (8\% - 10\%) * \text{Cap}_{\text{fijo}} \quad (3.23) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

e) Ganancia de Contratistas

$$\text{Contratistas} = (2\% - 6\%) * \text{Cap}_{\text{fijo}} \quad (3.24) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

Capital de trabajo: comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez instalada y puesta en marcha la planta, pueda operar a los niveles previstos (inventarios, salarios).

$$\text{Cap. Trabajo} = \sum_{i=1}^n \text{Costos}_{\text{Capital Trabajo}} \quad (3.25) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

Los costos asociados al capital de trabajo comprenden:

- a) Costo de inventario de materias primas: se refiere a reservas de dinero para asegurar la adquisición de insumos. Se define como la sumatoria del costo individual de las materias primas empleadas en el proceso de producción para un lapso de 30 días.



$$Materias\ Primas = \sum_i 30 \left(\frac{TM_{Consumo}}{Día} * \frac{Costo}{TM} \right)_i \quad (3.26) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

b) Costo de inventario de producto

$$Pr\ oducto = \sum_i 30 \left(\frac{TM_{Consumo}}{Día} * \frac{Costo}{TM} \right)_i \quad (3.27) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

c) Costo de inventario de repuestos

$$Re\ puestos = (10\% - 15\%) * Costo\ equipos \quad (3.28) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

d) Efectivo en caja: reservas de dinero por concepto de imprevisto para un período de dos meses (60 días)

$$Pr\ oducto = \sum_i \left(\frac{TM_{Consumo}}{Día} * \frac{\$}{TM} \right)_i \quad (3.29) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

➤ Costos de producción

Requerimientos necesarios para la obtención del producto final. Lo conforman los costos de manufactura y gastos generales.

$$COSTOS_{Pr\ oducción} = Costos_{Manufactura} + Gastos_{Gerales.} \quad (3.30) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Costos de manufactura: Se encuentran relacionados con la línea de producción. Pueden ser proporcionales al tamaño de producción (costos directos) o independientes de ésta (costos indirectos).

Entre los costos directos se consideran:

a) Materia prima



$$Materia\ Prima_i = \sum (Alícuota_i * TM_{Producto}) * Costo_i \quad (3.31) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

b) Operadores de planta: refiere al beneficio salarial de operadores que laboren directamente en las líneas de producción.

$$Operadores\ Planta = No.\ Operadores * Beneficio_{Año} \quad (3.32) \quad (\text{Gómez, E., 2002})$$

Tabla 3.11
Beneficios salariales recibidos por los trabajadores

Descripción	Días / Año	Equivalente (%)
Prestaciones sociales	60	16.4
Preaviso	30	--
Antigüedad	15	--
Cesantía	15	--
Utilidades	60	16.4
INCE		2
Seguro Social		7
TOTAL		1.42

$$Beneficio_{Año} = 1.42 * Sueldo\ básico\ mensual * 12\ meses \quad (3.33) \quad (\text{Gómez, E., 2002})$$

La cantidad de operadores en planta se determina en base a la capacidad de producción de la planta empleando la figura (3.6)

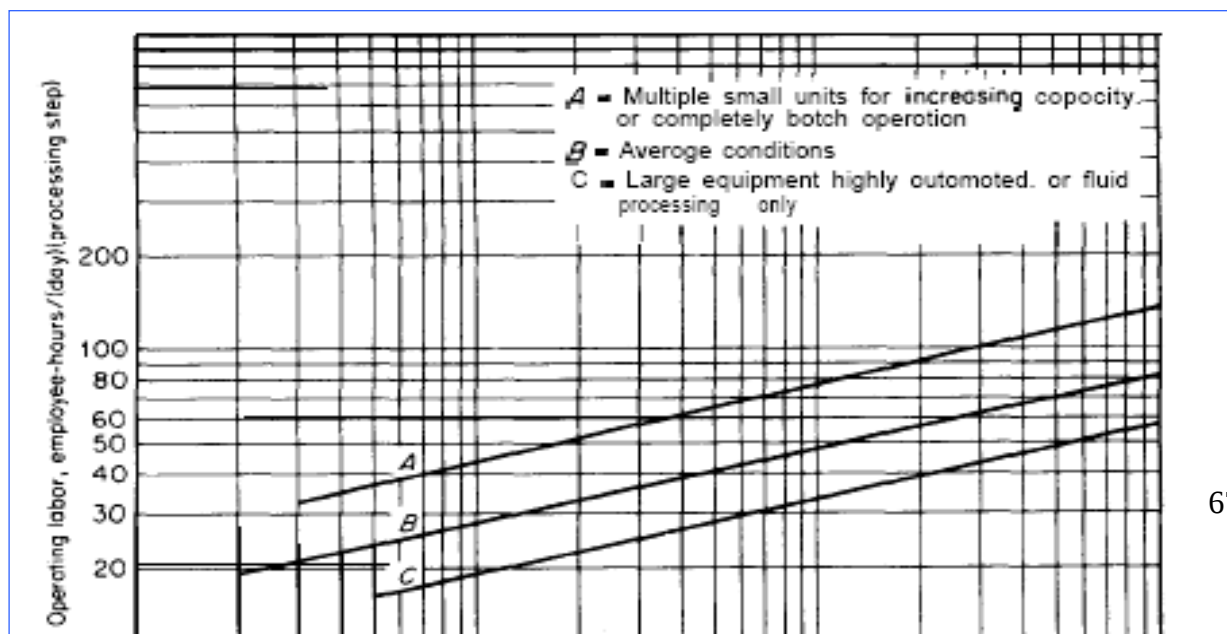




Figura 3.6 Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos

c) Supervisor de turno

$$\text{Supervisores} = (10\% - 15\%) * \text{Costo}_{\text{Operadores}} \quad (3.34) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

d) Materiales y mantenimiento: gastos por mantenimiento preventivo y correctivo. Incluye materiales y mano de obra.

$$\text{Mantenimiento} = (2\% - 6\%) * \text{Capital}_{\text{Fijo}} \quad (3.35) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

e) Laboratorio: gastos por análisis de muestras, control rutinario y/o de calidad de la producción.

$$\text{Lab.} = (10\% - 20\%) * \text{Costo}_{\text{Operadores}} \quad (3.36) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

En cuanto a costos indirectos, se tiene:

a) Seguros

$$\text{Seguros} = 1\% * \text{Capital}_{\text{Fijo}} \quad (3.37) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

b) Seguridad y protección, servicios médicos, mantenimiento general y otros gastos

$$\text{Seguridad} = (45\% - 70\%) * \text{Costo}_{\text{Mantenimiento}} \quad (3.38) \quad (\text{Peters, M. y col., 1991})$$

c) Depreciación: disminución del valor de los activos fijo tangibles. Se determinará, para efectos de este proyecto, empleando el modelo de depreciación lineal

$$D_T = \frac{C_F}{n} \quad (3.39) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$



$$V_{L-t} = C_F - D_T * t \quad (3.40) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Donde:

D_t : Cuota de depreciación

C_F : Valor inicial del activo al momento de su adquisición.

n : Vida contable o tiempo de vida útil del activo (años).

V_{L-t} : Valor libro, es decir, valor del activo para un tiempo cualquiera.

d) Deuda: obligación monetaria al realizar la solicitud de un préstamo a un organismo de financiamiento. El cumplimiento de la obligación se denomina cuota de amortización.

$$R = P_t + P \quad (3.41) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

$$I_t = i(P_{t-1}) \quad (3.42) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

$$P_{P_t} = R - P \quad (3.43) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Donde:

R : Monto de la cuota de amortización del período t .

P_t : Capital que se amortiza con la cuota R_t .

I_t : Intereses pagados en el período de tiempo t .

i : Tasa de interés (%).

P_{t-1} : Capital principal al inicio del período t .

Uno de los principales entes crediticios a nivel Estatal es el Fondo de Crédito Industrial (FONCREI), cuyo aporte es de un máximo 2000 millones de bolívares. Existe además un programa de financiamiento especial para la industria manufacturera cuyo tope máximo de préstamo es de 4.9 millardos de bolívares y un mínimo de 308 millones 750 bolívares. El tiempo de financiamiento es de 15 años, presentando hasta dos años de gracia con una tasa de interés comprendida entre un 8% y 12%.

Para efectos de este estudio, la forma de pago del préstamo se realiza en cuotas de amortización uniformes durante el período de financiamiento establecido.



Gastos generales: Se encuentran relacionados con la línea de producción. Pueden ser proporcionales al tamaño de producción (costos directos) o independientes de ésta (costos indirectos). Se encuentra conformado por:

a) Gastos administrativos

Comprende los gastos de oficina, costos de comunicación, sueldos y salarios del personal a las líneas productivas (personal de gerencia, técnico, administrativo, recursos humanos).

$$Gastos\ Ad\ min. = (20\% - 30\%) * Costo_{Operadores} \quad (3.44) \quad (Peters, M. y col., 1991)$$

b) Gastos de ventas

Costos incurridos al comercializar el producto. El monto mantiene relación inversa con la antigüedad del producto en el mercado.

$$Gastos\ Ventas = (2\% - 20\%) * Costo_{Manufactura} \quad (3.45) \quad (Peters, M. y col., 1991)$$

➤ **Impuesto sobre la renta (ISLR)**

Remuneración o tributo que percibe el Estado derivada de la obligación de realizar una retribución por la ejecución de actividades productivas que generen enriquecimiento.

$$ISRL = T(ING_t) \quad (3.46) \quad (Giugni, L y col., 2001)$$

$$ING_t = IB_t - C_{oper} - (D_t + AI_t) - I_t \quad (3.47) \quad (Giugni, L y col., 2001)$$

Donde:

$TING_t$: Tarifa impositiva fijada por la ley.

ING_t : Ingreso neto gravable.

AI_t : Amortización de activos intangibles.

El ingreso neto gravable se expresa en unidades tributarias (UT) con el fin de establecer la tasa correspondiente. En este estudio se realiza la conversión tomando



como referencia el valor señalado en la Gaceta Oficial No. 38.350, la cual establece el valor de la unidad tributaria en 33.600 Bs.

De acuerdo al Servicio Integrado de Administración tributaria y Aduanera (SENIAT), las tarifas para la determinación del ISLR aplicada a sociedades capitales y compañías son las siguientes:

Tabla 3.12
Tarifas aplicadas a sociedades de capitales

Tarifa	Tasa (%)	Sustraendo
Fracción hasta 2000 U.T	15	0
Fracción de 2000 hasta 3000 U.T.	22	140
Fracción excedente de 3000 U.T.	34	500

3.2.6.2 Indicadores económicos

La rentabilidad económica del proyecto se estima mediante la determinación de:

➤ Valor Presente Neto (VPN)

Es la sumatoria de los flujos de caja actualizados (F_x) a una tasa de interés prefijada “i” (tasa mínima de rendimiento). Representa el beneficio o pérdida equivalente en el punto cero de la escala tiempo u horizonte económico establecido.

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{F_t}{(1+i)^t} \quad (3.48) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

De acuerdo al valor obtenido se puede decir que:

- $VPN > 0$: Los ingresos superan los costos, incluyendo la tasa mínima rendimiento.



- $VPN = 0$: Los ingresos y los costos del proyecto, incluyendo la tasa mínima rendimiento son iguales.
- $VPN < 0$: Los costos del proyecto, incluyendo la tasa mínima rendimiento. superan a los ingresos.

De esta manera, el significado de un resultado de Valor presente neto implica la rentabilidad de un proyecto al cumplirse:

$$VPN > 0 \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

➤ **Equivalente anual (EA)**

Expresa la rentabilidad de un proyecto en forma de una serie anual uniforme que es equivalente a los flujos monetarios netos del proyecto a una determinada tasa mínima de rendimiento.

$$EA_{(i)} = VA_{(i)}(R / P_{i,n}) \quad (3.49) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

De manera similar al valor presente neto:

- $EA > 0$: Los ingresos superan los costos, incluyendo la tasa mínima rendimiento.
- $EA = 0$: Los ingresos y los costos del proyecto, incluyendo la tasa mínima rendimiento son iguales.
- $EA < 0$: Los costos del proyecto no son suficientes para cubrir los costos y la tasa mínima de rendimiento.

Un proyecto de inversión es rentable si:

$$EA_{(i)} > 0 \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

➤ **Tasa Interna de Retorno (TIR)**

Es la tasa de descuento que iguala el valor acumulado de los desembolsos previos (inversiones) con el valor presente neto (VPN) de los flujos de caja.



$$\sum_{t=0}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} = 0 \quad (3.50) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

➤ Tiempo de pago (TP)

Mide el tiempo en años, requerido para recuperar la inversión inicial a través de los flujos monetarios a una tasa mínima de rendimiento.

$$-Inv_{inic} + \sum_{t=1}^{TP} F_t = 0 \quad (3.51) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Tomando en cuenta que el proyecto involucra capital de deuda, la evaluación económica se efectuará de la siguiente manera:

a) Implícita (Rentabilidad del capital total)

- El flujo de caja se determina empleando la ecuación 3.9
- La rentabilidad se calcula utilizando una tasa mínima de rendimiento, la cual viene dada por:

$$\overline{CC} = \frac{i_d(\%)CD + i_p(\%)CD}{Inv} \quad (3.52) \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

Donde:

$i_d(\%)$: Costo del capital de deuda.

$i_p(\%)$: Costo del capital propio.

CD: Monto de la inversión inicial financiada con deuda.

CD: Monto de la inversión inicial en capital propio.

Inv.: Inversión inicial

a) Explícita (Rentabilidad del capital propio)

- El flujo de caja se determina empleando la siguiente expresión:

$$Flujo_{Año} = IB_t - C_{oper.} - ISLR - C_{fijo} \mp C_{trab} + V_{resid} + P_t - R_t \quad (3.53)$$

(Giugni, L y col., 2001)

Donde:



P_t : Monto del préstamo.

R_t : Cuotas de amortización del préstamo.

- La rentabilidad se con una tasa mínima de rendimiento de tal forma que:

$$i_{min} \geq i_p \quad (\text{Giugni, L y col., 2001})$$

3.2.6.3 Análisis de sensibilidad

Una vez completado el análisis económico, se realiza a un estudio del proyecto en cuanto a los impactos generados por variabilidad de parámetros económicos que conforman el flujo de caja. De esta manera se analiza la sensibilidad del proyecto ante un ambiente económico cambiante.

El análisis de sensibilidad desarrollado muestra el efecto sobre la Tasa Interna de retorno (TIR), Equivalente anual (EA) y el valor presente neto (VPN) al realizar una variación en las variables que inciden sobre el costo e ingresos del proyecto como lo son:

- Los ingreso brutos.
- La tasa mínima de rendimiento



Las variaciones se representan gráficamente a fin de establecer y predecir los puntos o factores que mayor impactan de manera favorable o desfavorablemente sobre la rentabilidad del modelo económico. La figura 3.7 ilustra la realización del estudio de sensibilidad.

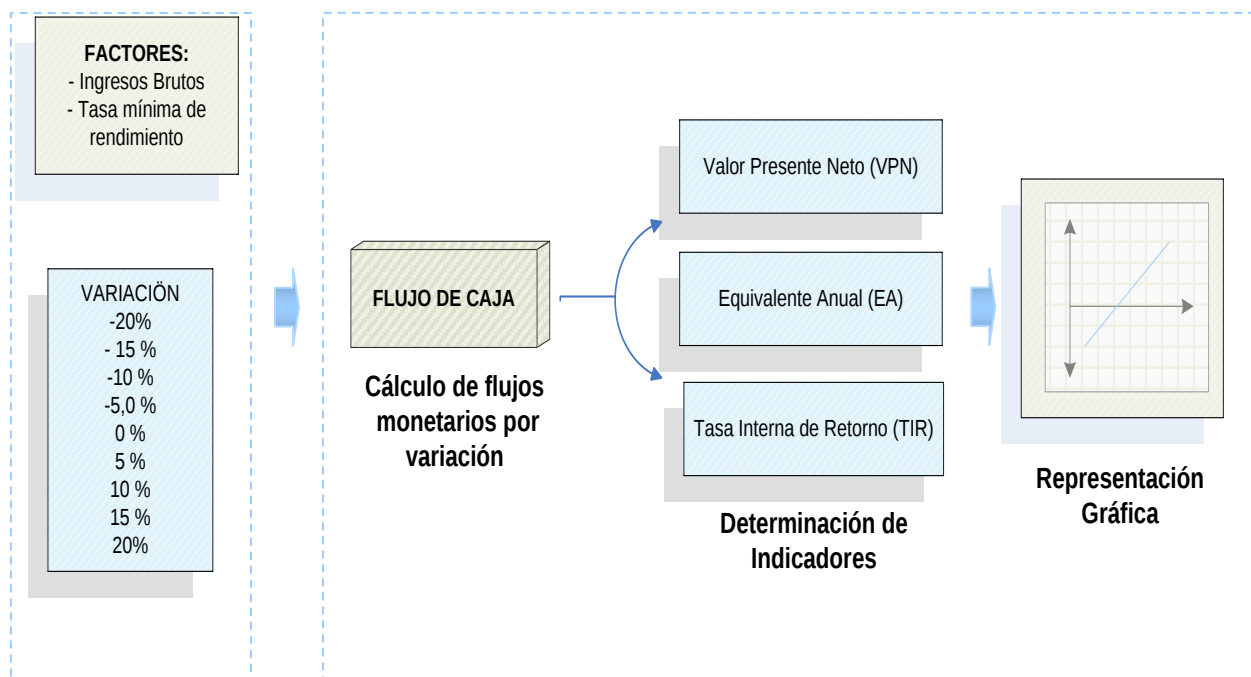


Figura 3.7 Esquema representativo del estudio de sensibilidad.



CAPÍTULO IV

ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS DE PRODUCCIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES

A continuación se presentan las alternativas tecnológicas involucradas en la obtención, recuperación y/o purificación de ácido cítrico. Así como también, los resultados obtenidos durante el desarrollo de la fase experimental de obtención de ácido cítrico, fundamentados en los basamentos teóricos y experimentales recopilados de distintas investigaciones realizadas referente a la producción del mismo.

4.1 TECNOLOGÍAS EN LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO CÍTRICO

Las tecnologías involucradas en la obtención de ácido cítrico han venido evolucionando desde hace más de 100 años, en especial los procesos biotecnológicos donde se utilizan microorganismos capaces de sintetizar ácidos a partir de azúcares mediante su proceso metabólico. A continuación, se reseñaran las tecnologías con relevancia y aplicabilidad comprobada sobre la producción y recuperación de ácido cítrico.

Los métodos de obtención de ácido cítrico pueden agruparse en: extracción a partir de frutas cítricas, síntesis química y métodos fermentativos.

4.1.1 Procesos basados en la extracción de frutas cítricas

El Ácido Cítrico se encuentra como constituyente en diversas plantas, pero con mayor abundancia en las frutas cítricas como limones (4.0 - 8.0%), uvas (1.2 - 2.1%), mandarinas (0.9 - 1.2%), naranjas (0.6 - 1.0%). Otra fuente natural se encuentra en los residuos y las sobras de la piña, la cual contiene desde 0,39 a 1,10% de ácido (ECAMA, 2005). El limón, por su mayor contenido de ácido es utilizado por excelencia en este tipo de proceso, el cual se reseña a continuación:



a) Acondicionamiento de la materia prima

Inicialmente, los limones se transportan a la planta de ácido cítrico en camiones, donde son transferidos a depósitos de almacenamiento. De allí, pasan a tanques de lavado para la remoción de sucio y agentes extraños en la superficie de los mismos. Luego, se clasifican bajo correas de inspección para separar la materia prima defectuosa de aquella que se encuentra en buenas condiciones.

b) Obtención de la pulpa

Los limones seleccionados pasan a una máquina desconchadora, en la que se remueve la piel del limón, la cual puede ser destinada para fabricar aceite esencial de limón y la porción blanca interna es utilizada para producir pectina cítrica, ambos considerados subproductos de alto valor agregado (España, 2004).

c) Extracción del zumo

Los limones se exprimen y desmenuzan en cilindros estrujadores. El jugo obtenido se pasa por una prensa para eliminar los residuos como semillas, cáscara residual y mucílago. La pulpa de limón es cortada, triturada y prensada por compresión. El jugo es extraído y conducido a un contenedor.

d) Fermentación.

El zumo contiene azúcar, sustancias gomosas (mucílago) y albuminoides así que es dejado en reposo 3 días para que el azúcar se fermente. Las otras sustancias se separan y el jugo se clarifica (España, 2004).

e) Destilación y Concentración.

Una vez clarificado, el jugo se destila para separar el alcohol producido por la fermentación. El jugo libre de alcohol pasa a evaporadores donde se concentra al vacío hasta llevarlo a una concentración alrededor del 50% de ácido cítrico (España, 2004).

La solución obtenida es rica en ácido cítrico. Hasta este punto el proceso es propio de la obtención de frutas cítricas y se resume en la figura 4.1, corresponde luego



la realización de procesos de recuperación y purificación del producto, métodos que serán tratados más adelante.

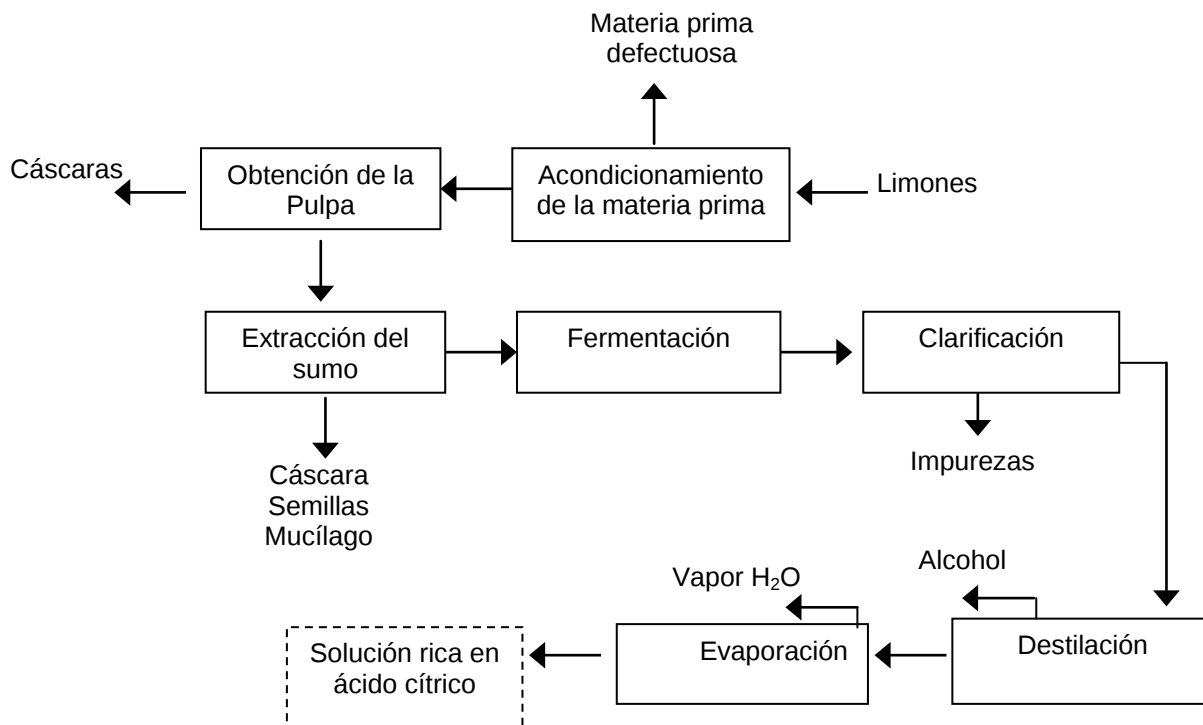
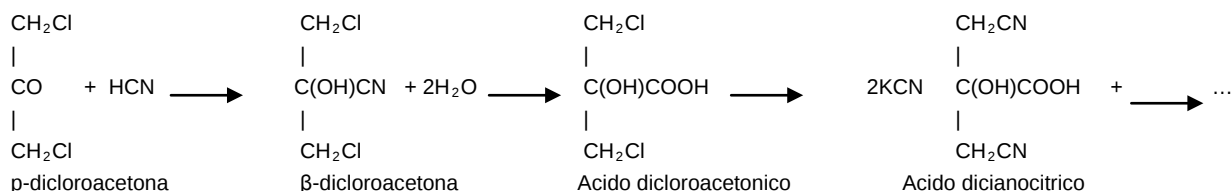
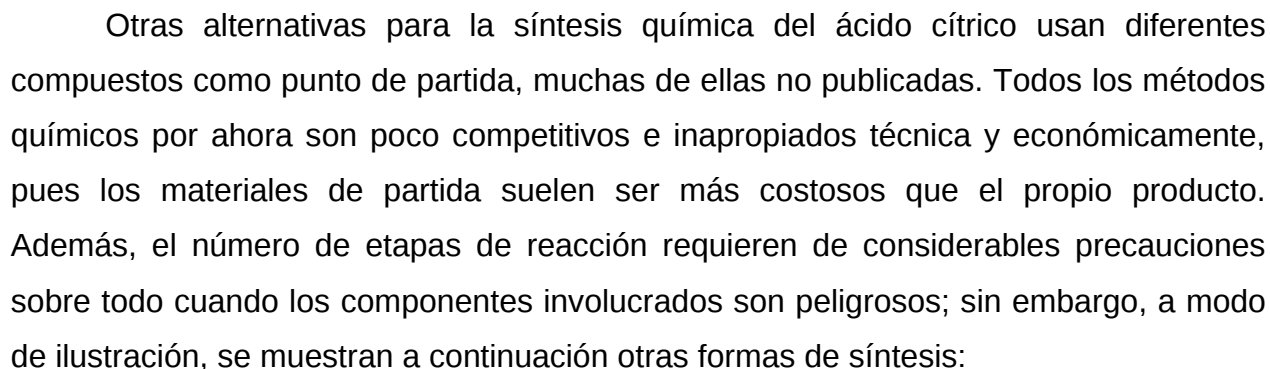


Figura 4.1 Esquema del proceso de obtención de ácido Cítrico por extracción de limones.

4.1.2 Procesos basados en síntesis química

El ácido cítrico se sintetiza a partir del glicerol por Grimoux y Adams (1880). Posteriormente, a partir de la dicloroacetona simétrica por tratamiento con ácido cianhídrico y ácido hidroclicórico para su descomposición y conversión en ácido dicianoacético (Kristiansen, B., Matthey, 1999). Luego, se somete a un tratamiento con cianuro de potasio y por hidrólisis formar el ácido cítrico, tal y como se muestra en la siguiente reacción:





- $$\begin{array}{ccccccc}
 \begin{array}{c} \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ | \\ \text{CO} + \text{HCN} \\ | \\ \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ \text{Acetona dicarbonato} \\ \text{dimetílico} \end{array} & \longrightarrow & \begin{array}{c} \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ | \\ \text{C(OH)CN} \\ | \\ \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ \text{Nitriloacetona} \\ \text{dicarbonato} \\ \text{dimetílico} \end{array} & \longrightarrow & \begin{array}{c} \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ | \\ \text{C(OH)COOH} \\ | \\ \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ \text{Citrodimetil} \\ \text{esteramida} \end{array} + \text{H}_2\text{O} & \longrightarrow & \begin{array}{c} \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ | \\ \text{C(OH)CONH}_{2x} \\ | \\ \text{CH}_2\text{COOCH}_3 \\ \text{Ácido estercitrodimetílico} \end{array} + 2\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \dots \\
 & & & & & & \\
 \dots & \longrightarrow & \begin{array}{c} \text{CH}_2\text{COOH} \\ | \\ \text{C(OH)COOH} \\ | \\ \text{CH}_2\text{COOH} \\ \text{Ácido Cítrico} \end{array} & & & &
 \end{array}$$

- $$\begin{array}{c}
 \text{BrCH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{COCOOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{CH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5
 \end{array}
 \xrightarrow{+\text{Zn}}
 \begin{array}{c}
 \text{CH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{C} \begin{array}{l} \text{OZ} \text{ } \text{hBr} \\ | \\ \text{C} \end{array} \\
 | \\
 \text{COOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{CH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5
 \end{array}
 \xrightarrow{+\text{H}_2\text{O}}
 \begin{array}{c}
 \text{CH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{C} \begin{array}{l} \text{OZ} \text{ } \text{hBr} \\ | \\ \text{C} \end{array} \\
 | \\
 \text{COOC}_2\text{H}_5 \\
 | \\
 \text{CH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5
 \end{array}$$

78



4.1.3 Procesos basados en la fermentación

El proceso utiliza la cepa del hongo *Aspergillus niger* como microorganismo fermentador y como materia prima suelen usarse en mayor grado sustratos a partir de melaza con alto contenido de azúcares (por su bajo costo).

La preparación del ácido consiste, en términos generales, en una fermentación aeróbica del azúcar seguido de un proceso de recuperación y purificación del producto.

4.1.3.1 Preparación del sustrato (melaza)

El objetivo de esta primera etapa del proceso es la purificación del jarabe. Se inicia mezclando el mismo con agua para diluirlo; de allí pasa por un filtro para eliminar los sólidos suspendidos y las impurezas de la melaza. Luego, el jarabe puede ser pasado por una celda de intercambio iónico para retirar los iones del flujo (Kristiansen, B., Matthey, 1999). Después, se somete a un proceso de esterilización que consiste en elevar la temperatura a alrededor de 120 °C durante varios minutos y bajarla nuevamente hasta temperatura ambiente (España, 2004).

4.1.3.2 Fermentación

Una vez pasteurizado es bombeado al fermentador, el cual es un recipiente rígido de suficiente capacidad en donde se lleva a cabo la transformación de los azúcares (glucosa, sacarosa) en ácido cítrico. El *Aspergillus niger* es inoculado en el fermentador, se ajusta el pH, se añaden nutrientes (amoníaco NH_3 , sales de fermentación) y se burbujea aire estéril dentro del fermentador. Luego de la fermentación, el flujo se conduce por un filtro para separar el micelio. La masa conformada por el micelio y el microorganismo muerto se denomina biomasa o torta y constituye un subproducto o un efluente del proceso, mientras que el líquido obtenido o licor madre, es una solución rica en ácido cítrico listo para ser aislado y purificado (España, 2004).

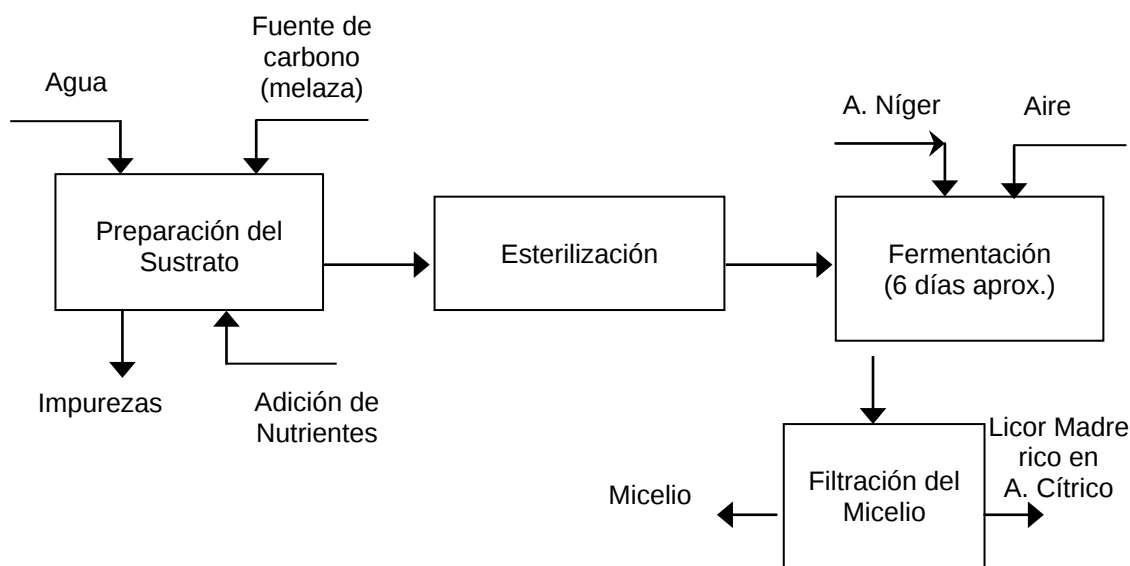


Figura 4.2 Esquema del proceso de obtención de ácido Cítrico por fermentación de la melaza con *Aspergillus niger*.

4.2 MÉTODOS DE RECUPERACIÓN DE ÁCIDO CÍTRICO.

Una vez obtenido el ácido cítrico por alguno de los procesos anteriores, la solución obtenida; además del producto deseado, contiene la biomasa resultante y/o cantidades variantes de posibles subproductos y otras impurezas como sales minerales, otros ácidos orgánicos, proteínas, etc. Los métodos de recuperación del licor madre pueden variar dependiendo de las tecnologías y materiales utilizados en la producción.

4.2.1 Recuperación por precipitación

El método estándar para la recuperación del ácido cítrico involucra la precipitación de citrato tricálcico insoluble por adición de una cantidad equivalente de cal apagada (hidróxido de calcio) a la solución concentrada. El éxito de la operación de precipitación depende de la concentración del ácido, la temperatura, el pH y la velocidad de adición de la cal. Para obtener cristales grandes de alta pureza, se adiciona gradualmente una lechada de cal contentiva de óxido de calcio ($180\text{-}250\text{ kg/m}^3$) a una temperatura alrededor de los $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ y pH bajo pero cercano a 7. El proceso de neutralización usualmente tarda de 120-150 minutos. La pérdida mínima de ácido



cítrico debido a la solubilidad del citrato de calcio es de 4 - 5 % (Kristiansen, B., Matthey, 1999).

Si la precipitación anterior fue satisfactoria, la mayor parte de las impurezas quedan en la solución y pueden ser removidas por lavado del citrato de calcio filtrado. El lavado se realiza con la menor cantidad posible de agua caliente (aprox. 10 m³ de agua a 90 °C por tonelada de ácido). Una vez filtrado y retirado el citrato de calcio, el mismo es tratado con ácido sulfúrico concentrado (60-70%) para obtener ácido cítrico y un precipitado de sulfato de calcio (gypsum). Este es filtrado y retirado para obtener una solución de ácido cítrico de 25-30%. La solución se trata con carbón activado o en columnas de intercambio iónico para remover impurezas residuales. Luego, se concentra en evaporadores de vacío a temperaturas por debajo de 40 °C (para evitar caramelización), cristalizada, centrifugada y secada para obtener así, cristales de ácido cítrico. Si la cristalización es llevada a cabo a temperaturas por debajo de 36.5 °C, se forma ácido cítrico monohidratado y por encima de esta se obtiene el ácido cítrico anhídrido (Kristiansen, B., Matthey, 1999). El esquema del proceso estándar de precipitación puede visualizarse en la figura 4.3.

4.2.2 Extracción con solvente

Un método alternativo para la recuperación de ácido cítrico a partir de una solución concentrada es por extracción, mediante un solvente selectivo que sea insoluble o parcialmente soluble en el medio acuoso. El solvente deberá ser elegido de modo que extraiga la máxima cantidad de ácido cítrico y la mínima cantidad de impurezas.

El método de extracción puede ser dividido en tres grupos básicos:

- Extracción con solventes orgánicos parciales o completamente insolubles en agua, tales como ciertos tipos de alcoholes alifáticos, éteres o ésteres entre otros.
- Extracción con componentes organofosforosos, tales como tri-n-butilfosfatos (TBP) y alquilsulfóxidos como óxido trioctilfosfina (TOPO).

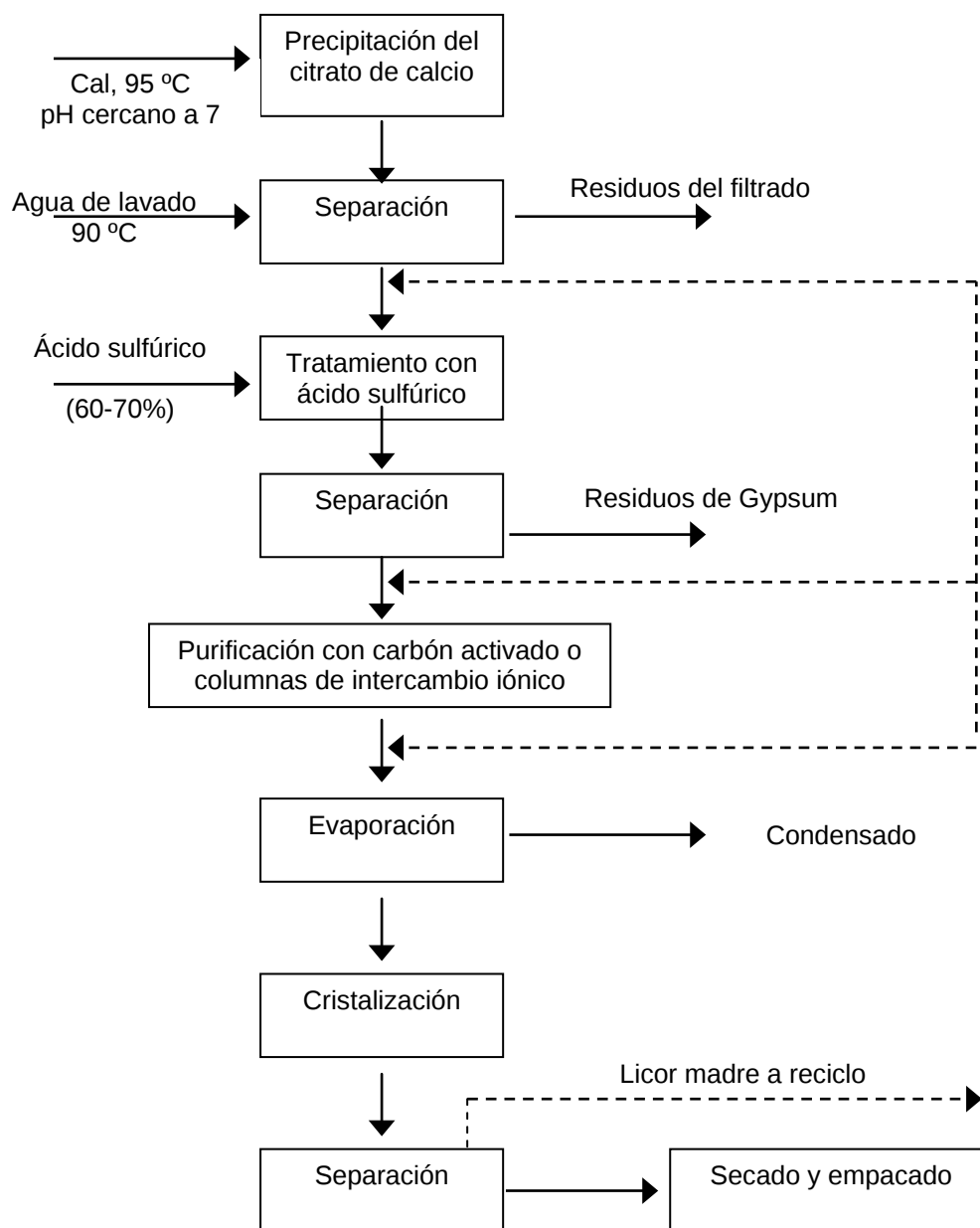


Figura 4.3 Esquema del proceso de recuperación de ácido cítrico por precipitación.

- Extracción con aminas insolubles en agua o una mezcla de dos o mas de ellas, como norma se disuelve una cantidad sustancial de solvente orgánico inmiscible en agua y se extrae con sales de amina (Estola, R. 2005).

La extracción con solventes orgánicos debe usarse particularmente en los casos donde el ácido está en concentraciones relativamente altas en la fase acuosa. Estos



solventes tienen coeficientes de distribución bajos, por lo que el extracto es siempre más diluido que el licor y son necesarias etapas múltiples de extracción. Además, los solventes con altos coeficientes de distribución (como el butanol), también son inmiscibles en agua, de modo que requieren etapas de recuperación de solvente.

Los extractores organofosforosos tienen coeficientes de distribución significativamente más altos que los componentes carbonados bajo condiciones comparables. Para la extracción mediante aminas alifáticas, aralifáticas o aromáticas, o mezcla de ellas, pueden ser usadas preferiblemente con un número de carbonos menor a 20 para cada grupo amino (Kristiansen, B., Matthey, 1999).

4.2.3 Adsorción, absorción e intercambio iónico

Como el azúcar refinada y otras materias primas sin tratar son usados muchas veces en la producción de ácido cítrico, los métodos para su recuperación y purificación por adsorción e intercambio iónico sobre resinas poliméricas se encuentran ganando interés. Uno de los métodos, involucra adsorción de contaminantes basado en resinas no iónicas de poliestireno o poliacrilatos y recolecta el ácido cítrico en la fase rechazada.

En un caso simple, el adsorbente puede ser aplicado en forma de lecho fijo denso y compacto, el cual puede estar alternativamente en contacto con la mezcla de alimentación y el desabsorbente. Cualquier equipo convencional empleado en el contacto líquido-sólido de lecho estático, puede ser usado para cada proceso semi-continuo. El ácido cítrico es recuperado del adsorbente por desorción con agua o dilución de ácidos orgánicos (preferiblemente ácido sulfúrico a concentración de 0.1-0.2N), (Estola, R., 2005)

4.2.4 Membranas líquidas

Recientemente, han sido desarrollados métodos sofisticados de separación de ácido cítrico con aplicación de membranas líquidas. Estas contienen áreas móviles consistentes en un inerte, soportes microporosos impregnados en un agente intercambio iónico móvil inmisible al agua. Las áreas móviles, las cuales se sostienen



en los poros de la membrana de soporte por capilaridad, envían los iones desde una solución acuosa sobre uno de los lados de la membrana, llevándolos entonces al otro lado de la membrana y deteniendo la solución sobre el lado opuesto de la misma. El flujo de iones complejos se une al flujo del segundo ión.

Este proceso es categorizado como un transporte de acoplamiento y la membrana en la cual se da a lugar es llamada membrana de transporte acoplado. El acoplamiento de los flujos de los dos iones permite a uno de ellos ser bombeado desde una solución diluida a una solución más concentrada (Kristiansen, B., Matthey, 1999).

4.2.5 Otros métodos

Otra alternativa amigable ambientalmente para la recuperación de ácido cítrico puede ser la *electrodialisis*. Este proceso permite la separación de sales desde una solución y su simultánea conversión al ácido y/o base usando potencial eléctrico y membranas mono o bipolares. Las membranas bipolares son membranas con intercambiadores iónicos especiales con un campo eléctrico, permitiendo la descomposición del agua en iones H^+ y OH^- . Por integración de membranas bipolares con membranas de intercambiaos iónicos y catiónicos pueden ser arreglados en tres o cuatro compartimientos celulares, en los cuales toma lugar la separación por electrodiálisis de sales iónicas y su conversión en bases y ácidos. Karklins y Skrastina (1996) lograron la transformación completa de citratos tricálcicos en ácido cítrico en compartimiento celulares cuádruples (Estola, R., 2005)

Por otro lado, separaciones continuas y concentración de ácido cítrico se puede realizar mediante *ultra y/o nanofiltración*. A sido verificado a nivel de laboratorio, la recuperación de ácido cítrico mediante procesos de membranas de dos etapas a partir de licor obtenido en un cultivo de *A. niger* en sacarosa. Membranas polisulfonadas con 10000 cortes usados en la primera etapa permitió el paso del producto a través del flujo perneado, mientras el flujo restante contiene las proteínas y pectinas de la fermentación. El coeficiente de rechazo del producto para esta etapa fue de 3% reduciendo los azúcares a 14% y proteínas a 100%. Membranas de monofiltración estrechas con 200 cortes en una segunda etapa rechazo aproximadamente el 90% del



ácido cítrico y el 60 de reducción de azúcares. La concentración del producto en el flujo retenido fue incrementándose en comparación con la alimentación. (Kristiansen, B., Matthey, 1999).

4.3.- COMPARACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DESCRITAS

Seguidamente se realiza un análisis de las tecnologías de obtención y recuperación de ácido cítrico a fin de establecer el proceso o combinación de métodos que resulte más factible técnica y económicamente, el cual se prestará para el diseño de la planta de producción industrial de ácido cítrico.

Las alternativas tecnológicas para la producción de ácido cítrico se identifican de la siguiente manera:

Tabla 4.1
Establecimiento de alternativas tecnológicas para la
producción de ácido cítrico

Alternativa Tecnológica	Símbolo
Extracción de frutas cítricas	A1
Síntesis química	A2
Fermentación	A3

La tabla 4.1, puntualiza las características de los parámetros a partir de la cuales se realiza la evaluación de cada una de las tecnologías descritas. Finalmente, se obtiene como resultado las ponderaciones ilustradas en la tabla 4.2 la cual refleja una mayor ponderación en el proceso de producción vía fermentativa.

Tabla 4.2
Cuadro Comparativo de las Tecnologías de Producción

Proceso	Materia Prima	Principio	Capacidad de producción	Subproductos y desechos
EXTRACCIÓN DE FRUTAS CÍTRICAS	Frutas Cítricas (Limonas)	Extracción física del zumo de limón por prensado para posterior destilación, purificación y recuperación del ácido	5%	Residuos sólidos (semillas, piel del limón)
SÍNTESIS QUÍMICA	• Dicloroacetona • Ácido cianhídrico • Cianuro de potasio	Adición nucleofílica de HCN para la formación de ácido dicloroacetónico, tratado luego con KCN y por hidrólisis conduce a la formación del ácido cítrico	Baja	Formación de amoníaco
FERMENTACIÓN	Fuente de carbohidratos: melaza de caña, de remolacha, sacarosa	Proceso catabólico de oxidación incompleto. Bajo la presencia de microorganismos en sustrato de melaza previamente acondicionada, produce ácido cítrico líquido que luego es purificado y cristalizado	70 – 80%	Biomasa (micelio)



Tabla 4.3
Matriz de selección para las tecnologías analizadas

Parámetro	%	Valoración: 0-5			Ponderación: (%)x(Valoración)		
		A1	A2	A3	A1	A2	A3
Materias Primas	35	4	2	5	1.4	0.7	1.75
Principio	15	4	2	4	0.6	0.3	0.6
Subproductos y desechos	25	4	3	4	1.0	0.75	1.0
Capacidad de producción	25	2	3	4	0.5	0.75	1.0
Σ ponderaciones					3.5	2.5	4.35

De manera similar, se identifica las tecnologías o métodos para realizar la recuperación del ácido cítrico obtenido en a través del método seleccionado anteriormente (Tabla 4.4) y se realiza una comparación de ellas de acuerdo a los parámetros establecidos (Tabla 4.5).

Tabla 4.4
Establecimiento de alternativas de recuperación del ácido cítrico

Alternativa de Recuperación	Símbolo
Precipitación del citrato	B1
Extracción con solventes	B2
Adsorción, Absorción e Intercambio Iónico	B3

Tabla 4.5
Cuadro Comparativo de las Tecnologías de recuperación de producto

Proceso	Materia Prima	Principio	Capacidad de recuperación	Subproductos y desechos
PRECIPITACIÓN DE CITRATO	• Hidróxido de Calcio • Ácido sulfúrico	Adición de hidróxido de calcio, calentamiento hasta precipitación. Filtración, adición de H_2SO_4 y remoción del precipitado de sulfato de calcio	La solución obtenida presenta de un 25 a 30% de ácido cítrico	• Citrato de calcio • Sulfato de calcio
EXTRACCIÓN POR SOLVENTES	• Alcoholes alifáticos, éteres, esteres • TBP, TOPO • Aminas	Destilación del licor con el solvente a baja temperatura y posteriormente sometido a una etapa de despojado de solvente a temperatura elevada	28%	Sales de aminas y soluciones de ácidos orgánicos
ADSORCIÓN, ABSORCIÓN E INTERCAMBIO IÓNICO	• Resinas no iónicas de poliestireno o poliacrilatos	Aplicación de adsorbente en forma de lecho fijo , seguido de una etapa de recuperación del ácido por desorción con agua o dilución de H_2SO_4	No disponible	Solución acuosa de metales pesados y ácidos orgánicos (H_2SO_4)



De este modo, el cuadro comparativo para la selección del método de recuperación queda como sigue:

Tabla 4.6
Matriz de selección para los métodos de recuperación de
ácido cítrico a partir del licor fermentado

Parámetro	%	Valoración: 0-5			Ponderación: (%)x(Valoración)		
		B1	B2	B3	B1	B2	B3
Materiales necesarios	25	4	2	2	1.00	0.50	0.50
Subproductos y desechos	35	4	2	3	1.75	0.70	1.05
Capacidad de recuperación	40	3	3	3	1.20	1.20	1.20
Σ ponderaciones					3.75	2.40	2.75

Basados en los resultados obtenidos, se establece que la producción de ácido cítrico se realizará empleando el método fermentativo seguido de un proceso de recuperación por precipitación de citrato.

Tomando en cuenta que nuestro país es productor de caña de azúcar (cifras preliminares del 2004 reportan una producción de casi 10 millones de TM), la materia prima empleada en el proceso fermentativo (melaza de caña) es un producto de alta disponibilidad, lo cual es un factor de mucha importancia en todo proceso de producción; además de presentar un bajo valor para su adquisición. El proceso es utilizado ampliamente a escala industrial por presentar altos rendimientos. En combinación con una recuperación vía precipitación de citrato, se obtienen soluciones de concentraciones medianamente altas en ácido cítrico acompañadas de subproductos o residuos no tóxicos y que presentan valor agregado en la industria.

En el resto de las tecnologías de producción y/o recuperación se generan bajos rendimientos con un alto consumo de materia prima (extracción) o requieren de materia



prima costosa para obtener un bajo rendimiento con subproductos altamente tóxicos (síntesis química).

La producción vía fermentativa de ácido cítrico se puede realizar mediante procesos sumergidos o en superficie. El proceso en superficie corresponde al 20% del suministro mundial de ácido cítrico y presenta un bajo costo en energía con elevados costos de trabajo debido al mantenimiento necesario para la limpieza de tuberías, bandejas y paredes del sistema. El proceso sumergido aunque presenta mayores costos de energía, representa el 80% del suministro mundial a un menor costo de trabajo. Debido a ello, se selecciona este último como tipo de proceso fermentativo.

4.4.- ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Durante el proceso fermentativo se emplea el microorganismo *Aspergillus niger*, el cual es suministrado por el Laboratorio de Micología perteneciente a la Facultad de Medicina de la Universidad de Carabobo. Dicho laboratorio, proporciona información respecto al origen del organismo, correspondiente al área de Puerto Cabello, Estado Carabobo. Además, el *Aspergillus niger* suministrado no fue sometido a alteraciones mutagénicas, por lo cual se le atribuye la denominación de cepa salvaje.

El ensayo de fermentación, consiste en la inoculación de medios de precultivo de pequeño volumen (100mL) a fin de obtener experiencia en el método de obtención y analizar el comportamiento de variables como el pH y el nivel de agitación.

Los resultados obtenidos durante esta etapa de la fase experimental muestran una disminución de pH que implica la formación de ácidos orgánicos. Sin embargo, la variabilidad del pH resultó ser muy irregular y hasta oscilatoria. Se atribuye como causa principal a estas manifestaciones un enfriamiento excesivo de la cepa (por debajo de los 4°C), generado por un desajuste en el termostato del refrigerador en el cual se mantenía almacenada para su conservación. Esto pudo originar daños a la estructura celular de las esporas e inactivar las enzimas involucradas en la formación del ácido cítrico y por ende reducir la actividad metabólica.



Lutarda, A y Coto, O (2004) establecen que la concentración adecuada de oxígeno disuelto permite el desarrollo apropiado del organismo para la formación de producto. En este sentido, uno de los factores que influyen es la relación entre el volumen del medio de cultivo y la capacidad del erlenmeyer, ya que a mayor cantidad de medio nutritivo en ellos se limita la superficie expuesta al aire, disminuyendo de esta manera la cantidad de oxígeno hacia el interior del medio.

Además de los efectos por enfriamiento, el área superficial resulta ser muy reducida por lo que la aireación no fue suficiente para permitir el desarrollo adecuado del microorganismo. La relación volumen de medio y capacidad del erlenmeyer fue de aproximadamente 60%, los estudios de Lutarda, A y Coto (2004) logran concentraciones significativamente superiores para relaciones de 20% de volumen de medio - capacidad del erlenmeyer, respecto a ensayos realizados a un 40% de la misma. Sus resultados corroboran la eficiencia de fermentaciones aerobias a relaciones de volumen de medio/volumen de frasco en 20%.

Todo ello conlleva al establecimiento de condiciones adversas que impiden el crecimiento y desarrollo del *Aspergillus niger*. La tabla 4.7 ilustra la escasa formación de micelio en el medio. En ella, se reporta un valor máximo de apenas unos ($0,117 \pm 0,002$) gramos.

Tabla 4.7
Cantidad de Micelio obtenido en el proceso de fermentación
variando los parámetros nivel de agitación y pH

Masa de micelio ($m_{Mic} \pm 0,002$)g							
Experimento 1		Experimento 2		Experimento 3		Experimento 4	
pH = 5.5	a_g = Lenta	pH = 5.5	a_g = Media	pH = 6.5	a_g = Lenta	pH = 6.5	a_g = Media
0,033		0,117		0,116		0,084	



A pesar de ello, se establece como condiciones de operación para el siguiente ensayo un valor de pH igual a 5.5 bajo un nivel suave de agitación. Dichas condiciones reflejadas en el experimento 1 (Tabla 4.8) presentan un comportamiento acorde a lo esperado durante los primeros 4 días (disminución progresiva del pH), lo que proporciona mayor confiabilidad respecto al resto de los experimentos.

Tabla 4.8

Variación del pH en el medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH

Tiempo de incubación (Días)	pH del Medio (pH $\pm 0,05$) adim			
	pH = 5.5		pH = 6.5	
	a_g = Lenta	a_g = Media	a_g = Lenta	a_g = Media
	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
0	5,50	6,50	5,50	6,50
1	5,30	5,60	5,30	5,60
2	5,10	5,50	5,10	5,60
3	5,10	5,60	5,20	5,60
4	5,20	5,50	5,50	5,60
5	5,20	5,50	5,30	5,60
6	5,20	5,50	5,30	5,60

La siguiente etapa experimental, cuenta con esporas desarrolladas durante un lapso de ocho días y adicionadas en un volumen de medio de 1L de melaza de caña, acondicionada por una serie de nutrientes tomando en cuenta los reportados en la bibliografía. La tabla 4.9 muestra la cantidad de nutrientes empleados en los medios de cultivo preparados, incluyendo además el medio de cultivo sometido al doble del tiempo de incubación establecido, es decir 12 días. Este último se realiza a una concentración de azúcares al 15%, la cual presentó los resultados más favorables respecto al resto de



los experimentos (10% y 20% de azúcares). Los resultados de este experimento se analizan en forma paralela a los tres experimentos realizados inicialmente, por lo cual es identificado en las tablas como medio de cultivo al 15% por 12 días (15₍₁₂₎ %).

Tabla 4.9

Masa de nutrientes adicionado al medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros porcentaje de azúcares y tiempo de incubación

Nutriente	Porcentaje de azúcares	Masa de nutrientes (m _{nut} ± 0,001) g			
		10 %	15%	20%	15 ₍₁₂₎ %
KH ₂ PO ₄		1,000	1,002	1,001	1,001
MgSO ₄		0,500	0,503	0,507	0,500
NH ₄ Cl		1,000	1,001	1,001	1,003
EDTA		0,500	0,506	0,502	0,503

En ella, se evalúa el comportamiento a condiciones distintas concentraciones de azúcares y tiempo de incubación presentó una variación de pH bastante regular. Al transcurrir los dos primeros días de iniciar el proceso fermentativo, el nivel de pH ya había disminuido en mas de una unidad. Los días subsiguientes, los niveles de variación se mantienen alrededor de 0,1 unidades.

Tabla 4.10

Variación del pH en el medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de azúcares y tiempo de incubación

Tiempo Incubación (Días)	Porcentaje de azúcares	pH del Medio (pH ± 0,05) adim			
		10 %	15%	20%	15 ₍₁₂₎ %
0		6,50	6,50	6,50	6,50
1		4,50	5,20	5,50	4,80



Tabla 4.10 (Continuación)
Variación del pH en el medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de azúcares y tiempo de incubación

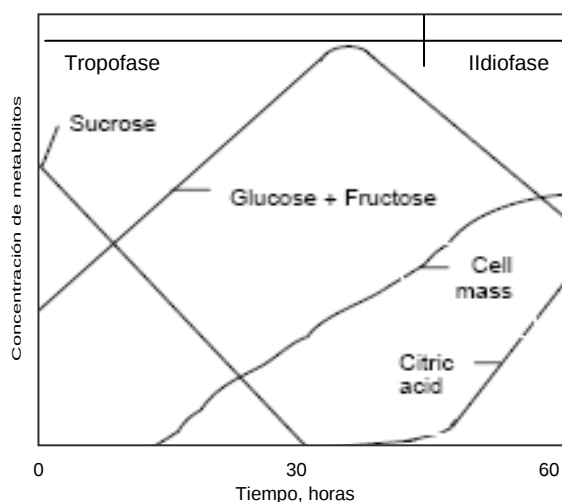
Porcentaje de azúcares Tiempo Incubación (Días)	pH del Medio (pH $\pm$ 0,05) adim			
2	4,30	4,40	4,40	4,50
3	4,10	4,30	4,30	4,30
4	4,00	4,20	4,40	4,00
5	3,90	4,10	4,50	4,0
6	3,90	3,90	4,50	4,0
7	---	---	---	3,9
8	---	---	---	3,9
9	---	---	---	3,8
10	---	---	---	3,8
11	---	---	---	3,7
12	---	---	---	3,7

Soclo y Vandenberghe (2006), manifiestan que el pH de un cultivo puede variar como respuesta a actividades metabólicas microbianas, la más obvia es la secreción de ácidos orgánicos. Este tipo de procesos microbianos presenta dos etapas: la tropofase o fase de crecimiento y la idiofase o producción del metabolito; en la tropofase la sacarosa del medio es transformada en glucosa y fructosa. Además, parte de la glucosa se emplea para la generación del micelio y se convierte, a través de la respiración, en



CO₂. En la idiofase, el resto de glucosa se convierte en ácidos orgánicos, lo cual genera cambios progresivos de pH en el medio.

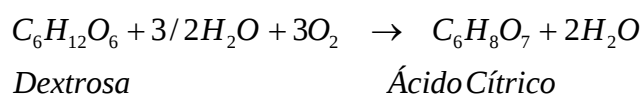
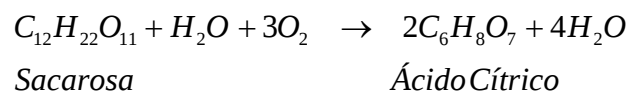
La figura 4.1 ilustra las dos etapas antes mencionadas. Además, muestra el comportamiento de los azúcares y la producción del ácido. La sacarosa disminuye progresivamente por su conversión en glucosa y fructuosa durante las primeras 30 horas de fermentación. Transcurrido este lapso de tiempo, se inicia la formación del producto que implica el consumo de estos azúcares y por ende una disminución en su concentración.



Fuente: D. Brock, T. y Madigan, M. (1991)

Figura 4.1 Cinética de la fermentación del ácido cítrico.

La acción metabólica que acompaña a todo este proceso para lograr la conversión de los azúcares contenidos en la fuente de carbohidratos, en este caso melaza de caña, hacia el ácido cítrico origina una liberación de energía reflejada en el aumento de temperatura del medio. La conversión de azúcares viene dada de la siguiente manera:





Por otra parte, la temperatura aumenta alrededor de 5 °C por encima de la ambiente, estabilizándose en 33 °C como máximo para luego descender poco a poco; El equipo empleado durante el proceso fermentativo no posee un sistema de control de temperatura, lo cual limita el mantenimiento y control de este parámetro dentro del rango recomendado. Según estudios realizados por Soclo y Vandenberghe (2006), la producción de ácido cítrico se favorece en medios a 30°C. Cuando la temperatura del medio es baja, la actividad enzimática disminuye, pero al incrementarse por encima de los 30°C la síntesis de ácido cítrico disminuye por generación de subproductos como el ácido oxálico.

En las tablas 4.11 y 4.12 se muestra el comportamiento de la temperatura del medio durante los ensayos de laboratorio. Ambos ensayos (100 mL y 1L.) se mantienen durante la mayor parte del tiempo de incubación, a temperaturas superiores a los 30°C . Sin embargo, el experimento realizado por 12 días al 15% de azúcares se mantuvo por debajo de ésta a partir del sexto día asumiendo como causa el suministro directo de aireación, los días anteriores se reportaron interrupciones eléctricas que afectan el suministro de aire y agitación del mismo. La aireación de los tres fermentadores iniciales se realiza a través de un sistema ramificado a partir de una bomba de aire, las válvulas incorporadas no garantizan la equidad del suministro.

Tabla 4.11

Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH

Tiempo de incubación (Días)	Temperatura del medio ($T \pm 0,5$)°C			
	pH = 5.5		pH = 6.5	
	a_g = Lenta	a_g = Media	a_g = Lenta	a_g = Media
	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
0	28,0	28,0	28,0	28,0
1	32,0	32,0	33,0	32,0



Tabla 4.11 (Continuación)

Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH

Tiempo de incubación (Días)	pH = 5.5		pH = 6.5	
	a _g = Lenta	a _g = Media	a _g = Lenta	a _g = Media
	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
2	32,0	32,0	33,0	33,0
3	29,0	30,0	32,0	31,0
4	30,0	31,0	31,0	30,0
5	29,0	30,0	31,0	30,0
6	29,0	31,0	31,0	30,0

Tabla 4.12

Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de porcentaje de azúcares y tiempo de incubación

		Temperatura del medio (T ± 0,5)°C			
Tiempo Incubación (Días)	Porcentaje de azúcares	10 %	15%	20%	15 ₍₁₂₎ %
0		28,0	28,0	28,0	28,0
1		31,0	33,0	33,0	32,0
2		32,0	33,0	32,0	33,0
3		32,0	33,0	33,0	33,0



Tabla 4.12 (Continuación)

Variación de la temperatura del medio de cultivo durante la fase de evaluación de los parámetros nivel de porcentaje de azúcares y tiempo de incubación

Porcentaje de azúcares Tiempo Incubación (Días)	10 %	15%	20%	15 ₍₁₂₎ %
4	33,0	33,0	33,0	33,0
5	32,0	32,0	31,0	32,0
3	32,0	32,0	31,0	30,0
7	---	---	---	29,0
8	---	---	---	29,0
9	---	---	---	29,0
10	---	---	---	30,0
11	---	---	---	29,0
12	---	---	---	29,0

En cuanto la aireación suministrada, no cabe duda que la misma beneficia significativamente al medio. Ello se evidencia con la abundante formación de biomasa en la periferia de la manguera de suministro del mismo. La Tabla 4.13, muestra los resultados obtenidos de formación de biomasa, la cual en este caso es de muy apreciable en volumen, pues se obtiene un filamento continuo y abundante en toda la superficie del líquido. En contraste con los ensayos realizados en un medio de 100mL, la biomasa o micelio generado estuvo entre los $(2,156 \pm 0,003)\text{g}$ y un máximo de $(7,046 \pm 0,003)\text{g}$.



Tabla 4.13
Cantidad de Micelio obtenido al finalizar el de tiempo de incubación
establecido para el proceso de fermentación

Porcentaje de azúcares	Masa total de micelio ($M_{\text{micelio}} \pm 0,003$)g
10 %	2,156
15 %	3,865
20 %	3,974
15 ₍₁₂₎ %	7,046

La producción del ácido cítrico es un proceso aeróbico. Soclo y Vandenberghe (2006) expresan que la interrupción en el proceso de aireación puede resultar muy dañina en el proceso. La concentración de oxígeno en el medio influye directamente en la formación del ácido cítrico.

Durante el proceso fermentativo realizado se presentaron interrupciones eléctricas que ocasionaron la paralización del suministro de aire al medio (alrededor de cuatro horas aproximadamente en una de ellas). Además, se contaba con una bomba de aire la cual suplía de aire a todos los fermentadores y no se contaba con un mecanismo que garantizara de manera efectiva una distribución equitativa de aire hacia los mismos. Ello, genera un suministro de mayor cantidad de volumen de aire en algunos fermentadores; mientras que otros presentaban una cantidad muy reducida y en algunos casos nula.

El estudio se desarrolla a distintos niveles de azúcares (10%, 15% y 20%) a manera de obtener la mejor concentración para la obtención de una alta producción. Peksel y Kubicek (2003), determinan luego de la realización de experimentos en medios contentivos de distintos niveles de azúcares (14%, 10%, 7.5%, 5% y 2.5%), que la producción de ácido cítrico por cepas de *Aspergillus Níger*; el incremento es considerable en un medio con un 14% en sacarosa, contrario a lo obtenido en medio de 5%. La tabla 4.14 refleja este comportamiento creciente en la producción de ácido



cítrico realizado en el Laboratorio de Química Orgánica. Se obtuvo cantidades entre los $(1.375 \pm 0,002)$ g y los $(3,313 \pm 0,002)$ g en medios 10%, 15% y 20% en azúcares.

Tabla 4.14**Masa total de ácido cítrico obtenido durante el proceso de fermentación**

Porcentaje de azúcares	Masa de Ácido Cítrico obtenido ($m_{\text{ACID}} \pm 0,002$)g	Rendimiento ($R \pm 0,002$)%
10 %	1,375	1,372
15 %	1,401	0,930
20%	3,313	1,646
15 ₍₁₂₎ %	2,036	1,347

La fase de recuperación de producto comprende una serie de filtraciones y tratamiento con Hidróxido de calcio $\text{Ca}(\text{OH})$ al 30% p/p y ácido sulfúrico (H_2SO_4) al 96% para la formación de precipitados. En la fase de evaluación de pH para 100mL de medio de cultivo, se obtuvo un precipitado máximo correspondiente a citrato de calcio de 0,979 g (Tabla 4.15).

Las condiciones de aireación y enfriamiento mencionadas anteriormente repercuten sobre estos valores, lo cual impide continuar con el resto del procedimiento de recuperación de producto por lo reducido del precipitado.

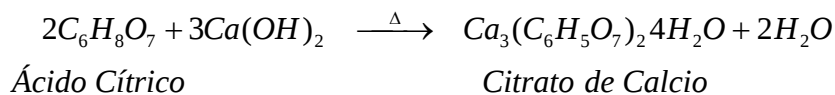
Tabla 4.15**Cantidad de citrato de calcio obtenido en el proceso de fermentación variando los parámetros nivel de agitación y pH**

Masa de citrato de calcio ($m_{\text{citrato}} \pm 0,002$)g			
Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
0,490	0,025	0,969	0,979

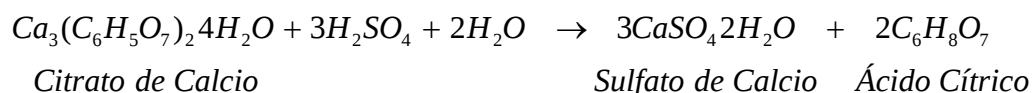


Por el contrario, ensayo con un medio de cultivo de 1L se lleva a cabo hasta la obtención del producto final.

La adición de Hidróxido de Calcio al 30% p/p origina la formación de un precipitado blanquecino una vez sometido a calentamiento, correspondiente a citrato de calcio. La reacción que se produce se refiere a continuación:



El citrato de calcio debe ser descompuesto para liberar los iones citrato y obtener así el ácido cítrico. Para ello, se adiciona el H_2SO_4 en alta concentración, el cual descompone la sal de citrato precipitando como sulfato de calcio (yeso) y logra una solución contentiva de ácido cítrico debido a la alta solubilidad del mismo. Dicho mecanismo de reacción se expresa de la siguiente manera:



La tabla 4.16 presenta en forma general, las cantidades de citrato de calcio y sulfato de calcio obtenidas durante la etapa de neutralización:

Tabla 4.16

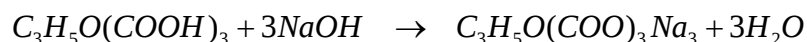
Masa total de subproductos generados durante la etapa de recuperación de ácido cítrico por precipitación de sales de calcio

Porcentaje de azúcares	Masa total de Citrato de sodio ($m_{CIT} \pm 0,005$)g	Masa total de Sulfato de Calcio ($m_{SULF} \pm 0,003$)g
10 %	5,372	0,142
15 %	8,751	0,336
20%	5,650	0,271
15 ₍₁₂₎ %	2,032	0,095



Para cristalizar el ácido cítrico se realiza una destilación al vacío, a manera de evaporar el agua contentiva sin alcanzar temperaturas superiores a los 75°, pero superiores a los 36.5°C aproximadamente. La temperatura de transición entre la forma monohidratada y anhídrido del ácido cítrico corresponde a 36.5°C, El monohidrato se cristaliza por enfriamiento ($T > 36.5^{\circ}\text{C}$), mientras que el anhídrido en agua caliente ($T > 36.5^{\circ}\text{C}$), pero el calentamiento a temperaturas superiores a 75°C libera la molécula de agua que lo acompaña y podría lograr fundir el compuesto (Kristiansen, B., Matthey, 1999). Durante la experimentación, se realiza el proceso de destilación al vacío cuyas temperaturas se mantienen en un rango de 71°C – 73°C. Sin embargo, se presentan oscilaciones por variaciones e interrupciones del sistema de vacío que permite que la temperatura alcance los 80°C y hasta 90°C en varias oportunidades.

El proceso de determinación y caracterización del producto obtenido se basa en la titulación ácido – base, en la cual se neutraliza la solución con hidróxido de sodio y se cuantifica el ácido cítrico contentivo en la muestra en función del consumo de la base adicionada de acuerdo a la siguiente reacción:



Este método se emplea tomando como referencia los Métodos Oficiales de Análisis establecido en la Asociación Oficial de Químicos Analíticos (AOAC), citados por el trabajo de El-Holi, M y Al-Delaimy, K (2003), en el cual se determina la producción de ácido cítrico a diferentes concentraciones de azúcar y aditivos.

El proceso se realiza empleando primeramente una solución patrón de ácido cítrico Merck a fin de validar el método y los resultados a obtener posteriormente en la solución final. Se toman cantidades de ácido cítrico a fin de preparar soluciones al 1%, 2% y 3% p/p y realizar una curva de calibración. Una vez realizada la valoración de las muestras correspondientes a las fermentaciones de 10%, 15% y 20% en azúcares se obtiene el porcentaje en peso de ácido cítrico contentivo en las muestras (Tabla 4.17) y se compara el consumo de NaOH obtenido respecto al referenciado por la curva realizada con las soluciones patrón de ácido cítrico



Tabla 4.17
Porcentaje en peso de ácido cítrico de las muestras sólidas
obtenidas experimentalmente

Porcentaje de azúcares	Masa de Ácido Cítrico obtenido experimentalmente ($m_{\text{ACID}} \pm 0,002$)g	Masa de Ácido Cítrico obtenido por titulación ($m_{\text{ACID}} \pm 0,01$)g	Porcentaje en peso ($p/p \pm 0,01$) %
10 %	1,375	0,66	48,15
15 %	1,401	0,88	62,86
20%	3,313	1,63	49,23
15 ₍₁₂₎ %	2,036	1,21	59,26

Los resultados obtenidos indican la presencia de impurezas en las muestras. Sin embargo, la cantidad de ácido cítrico encontrada en ellas osciló en un rango favorable comprendido entre un $(48,15 \pm 0,01)$ % p/p y un máximo de $(62,86 \pm 0,01)$ % p/p, logrado este último en el proceso fermentativo con melaza diluida al 15% en azúcares y un tiempo de incubación de 6 días. Las desviaciones obtenidas respecto al consumo de NaOH durante la valoración efectuada se encuentran en un rango comprendido entre 2,41% y 4,49%, por lo que se refleja una correspondencia bastante cercana entre la cantidad de ácido cítrico contenida en la muestra y la cantidad de hidróxido de sodio consumido para su neutralización reflejado en la curva patrón para dicha cantidad.

Tabla 4.18
Consumo de NaOH de la muestra experimental determinado a partir de la
Realización de una curva de calibración

Porcentaje de azúcares	Volumen de NaOH teórico ($V_{\text{TEO}} \pm 0,03$)mL	Volumen de NaOH obtenido experimentalmente ($V_{\text{EXP}} \pm 0,002$)mL	Desviación ($p/p \pm 0,01$) %
10 %	8,95	8,73	2,41



Tabla 4.18 (Continuación)
Consumo de NaOH de la muestra experimental determinado a partir de la
Realización de una curva de calibración

Porcentaje de azúcares	Volumen de NaOH teórico ($V_{TEO} \pm 0,03$)mL	Volumen de NaOH obtenido experimentalmente ($V_{EXP} \pm 0,002$)mL	Desviación ($p/p \pm 0,01$) %
15 %	12,01	11,62	3,29
20%	22,53	21,52	4,49
15 ₍₁₂₎ %	14,68	15,92	8,39

Un segundo ensayo de caracterización es el estudio espectrofotométrico en la región UV –visible. El método, atribuido a Marrier J. R. y Boulet M. publicado en el Journal Dairy Science (1958), es referenciado y empleado en muchos de los estudios enfocados en la producción de ácido cítrico: Sikander, A y Qadeer, M.,(2002), Lutarga, A. y Coto, O. (2004) y Moataza, M. S (2006) entre otros.

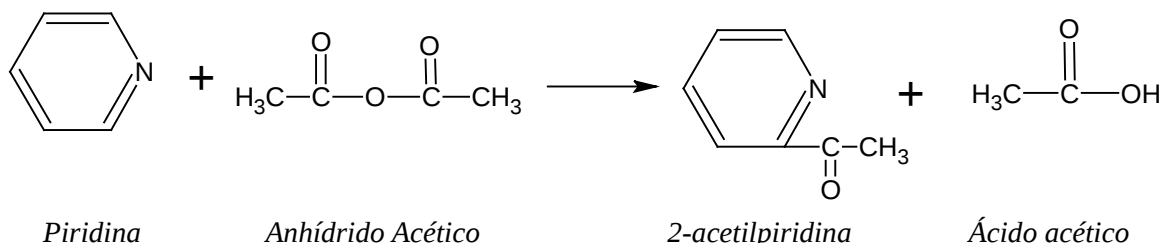
Este ensayo se realiza en el equipo espectrofotométrico perteneciente al Centro de Investigaciones Química (CIQ), ubicado en la Facultad de Ingeniería. Se efectúa primeramente un ensayo cualitativo para obtener el espectro de la solución, a fin de observar la longitud de onda a la cual se presenta el mayor pico del espectro de absorción, siendo esta 285nm. Luego, empleando esa longitud de onda, se procede con el estudio cuantitativo en el cual se determinan las concentraciones de las muestras a partir de la construcción de una curva de calibración utilizando soluciones patrones de ácido cítrico a 1, 5, 8 y 10ppm de concentración.

Se pretendió utilizar soluciones de 15ppm y 20ppm, pero bajo estas concentraciones no existe una relación lineal respecto a la absorbancia, es decir, no cumplen con la Ley de Beer. Las muestras estudiadas se diluyeron a fin de garantizar la medición de las mismas. Se debe destacar que una vez realizadas las mediciones, los valores se corrigen empleando un factor de corrección por dilución.



La adición de piridina y anhídrido acético en 1mL de solución diluida de la muestra obtenida y el posterior calentamiento de la misma, origina que esta tome una coloración amarilla muy tenue y desprenda un olor característico muy fuerte.

La reacción entre piridina y anhídrido acético genera la formación de 2-metil piridina, caracterizado por ser un líquido de coloración amarillo pálido a marrón claro; además de la formación de ácido acético.



Se obtienen concentraciones de 3357, 5692, 3267 y 5788 ppm correspondientes a los procesos fermentativos a 10%, 15% y 20% p/p de azúcares durante seis días y 15% p/p en 12 días, respectivamente. De acuerdo a estos resultados el porcentaje en peso contentivo de las muestras resulta en un valor mínimo de 9,86% (ensayo al 20% en azúcares) y un máximo de 40,63% (ensayo de 15% de azúcares en 6 días).

Tabla 4.19

Concentración de ácido cítrico de las muestras sólidas en partes por millón resultantes del estudio espectrofotométrico

Porcentaje de azúcares	Absorbancia (285 nm)	Concentración Ácido Cítrico (C _{ácido} ±15)ppm	Porcentaje en peso (p/p ± 0,01) %
10 %	-1,08020	3357	24,42
15 %	-0,33519	5692	40,63
20%	-1,10910	3267	9,86
15 ₍₁₂₎ %	-0,30476	5788	28,43



A pesar que el rendimiento muestra un mayor valor en el ensayo con un 20% de azúcares, ambos ensayos demuestran que la experimentación con melaza de caña diluida a un 15% de azúcares y con un tiempo de incubación de 6 y 12 días, presenta altas concentraciones de ácido cítrico respecto al resto de los experimentos; lo cual implica que estos últimos representan las condiciones mas adecuadas para la obtención de un producto con alto contenido de ácido cítrico.



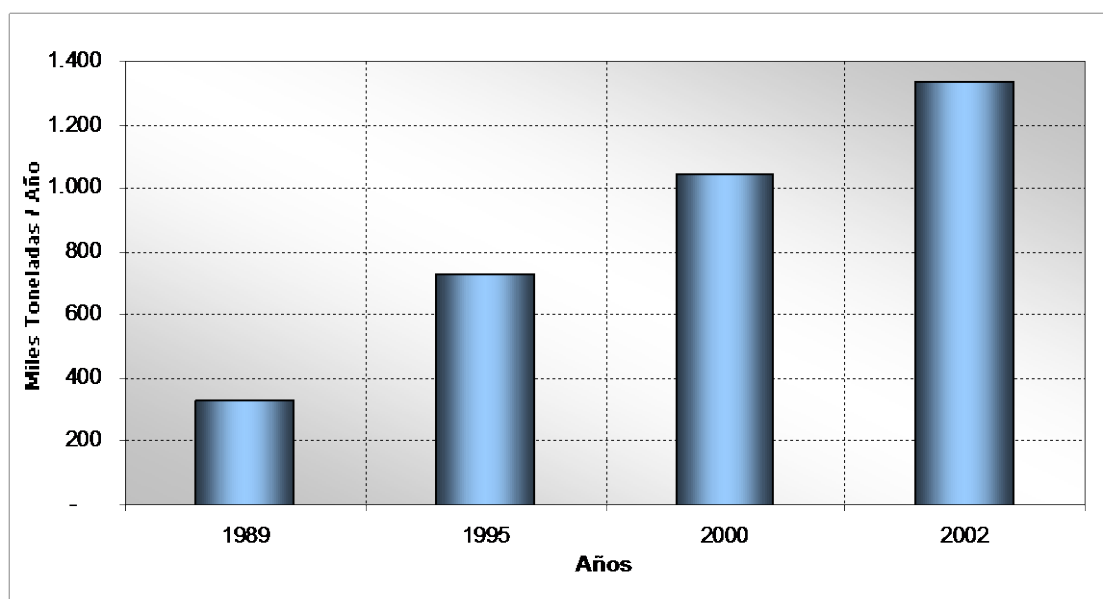
CAPÍTULO V

ESTUDIO DE MERCADO Y TÉCNICO-OPERATIVO

A continuación, se presenta el estudio de mercado y la proyección estimada para la producción de ácido cítrico en el país durante un período preestablecido. Así como también, la determinación de la localización y capacidad de producción de planta.

5.1 MERCADO MUNDIAL

La producción de ácido cítrico ha crecido notablemente en el presente siglo. En 1950, alcanzaba las 50000 toneladas/año. El desarrollo del proceso de fermentación sumergida, permite una notable expansión en su producción comercial. Para el año 1995, la capacidad instalada mundial es de 750000 toneladas/año, con una producción real de 550000 toneladas/año. La producción global de ácido cítrico en el 2004 se estimó sobre unos 1.4 millones de toneladas.



Fuente: Peña, C. y Lacouture, M. (2004)

Figura 5.1 Consumo mundial de ácido cítrico.

El ácido cítrico es un commodity que se fabrica en más de 20 países. Las ventas y la producción tienden a dividirse en tres áreas geográficas importantes (Norteamérica, Europa y Asia) y cantidades significativas del producto se negocian entre estas zonas.

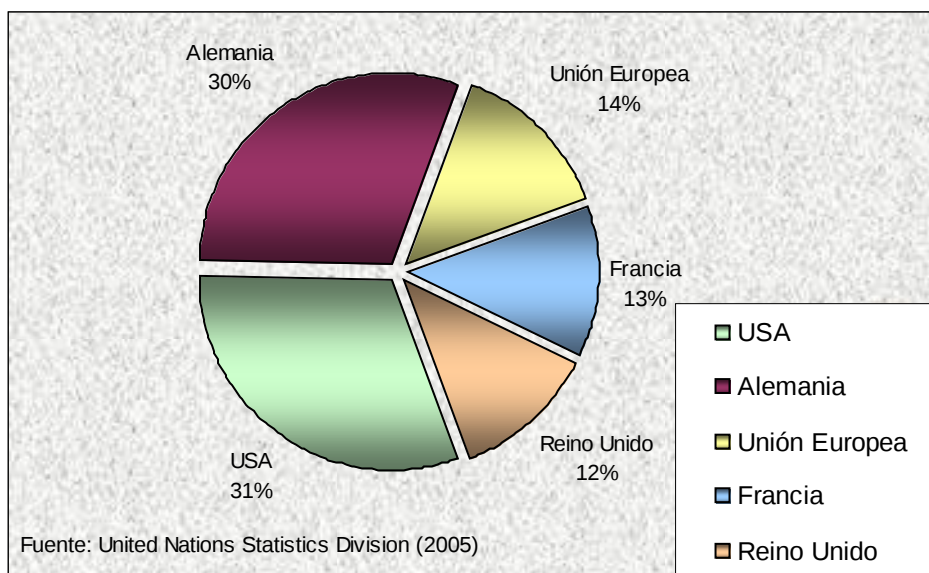


Figura 5.2 Principales países importadores de ácido cítrico (2001-2004)

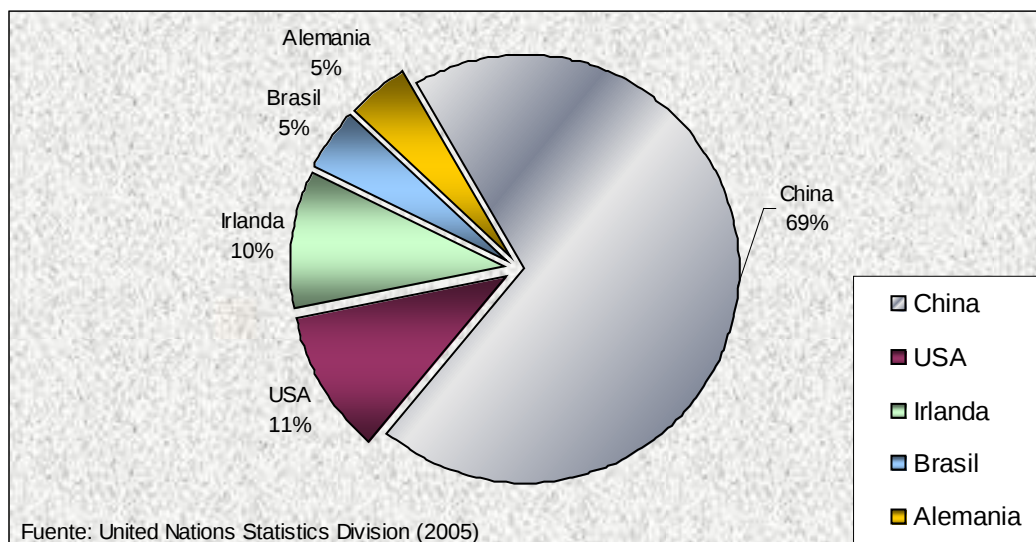


Figura 5.3 Principales países exportadores de ácido cítrico 2001-2004

La Unión Europea incrementa su elaboración, fundamentalmente a su uso como materia prima para la fabricación de detergentes biodegradables. En Estados Unidos, la demanda se ha incrementado en un 7% anual debido a la expansión de las industrias de alimentos y bebidas. El mercado asiático ha mostrado un crecimiento durante la última década lo cual se ha traducido en un relevo en el liderazgo global en la producción de aditivos químicos. (Alderete, J. M., (2000).



Tabla 5.1
Participación porcentual en el mercado mundial de
Ácido cítrico de las compañías líderes

Compañías	1988	1995	1998	2001
Manufactureros Americanos	32	20	20	16
Bayer / Milles	16	6	0	0
Pfizer	16	0	0	0
Cargill	0	7	7	8
Archer Daniela Midland	0	7	8	7
Tate Lyle / A.E. Staley	0	0	5	1
Manufactureros Europeos	40	43	38	32
Hoffmann – La Roche	9	6	6	6
Jungbunzlauer	15	19	17	15
Biococ	6	4	3	3
Bayer (fuera de US)	10	7	6	6
Palama Group	0	3	3	2
Manufactureros Asiáticos	22	33	39	44

Fuente: Peña, C. y Lacouture, M. (2004)

Las principales firmas productoras a escala mundial se muestran a continuación:

Tabla 5.2
Capacidad de producción de ácido cítrico de las principales
compañías a nivel mundial

NOMBRE EMPRESA		Capacidad TM/año
ADM Food Additives	 ADM Food Additives	153.000
Gadot Biochemical Ind.	 GADOT	27.000



Tabla 5.2 (Continuación)
Capacidad de producción de ácido cítrico de las principales compañías a nivel mundial

NOMBRE EMPRESA		Capacidad TM/año
Jungbunzlauer		136.000
DSM Nutritional products		90.000
Cargill		72.600

Fuente: European Citric Acid Manufacturers Association (ECAMA)

La industria china de ácido cítrico crece muy sustancialmente al final de los años ochenta y triplica sus niveles anuales de producción entre 1990 y 1994, llegando a más de 200000 toneladas/año. Actualmente China cuenta con 18 compañías productoras, cuya capacidad de producción es de 671000 toneladas/año para el 2001 y con una producción de 330000 toneladas/año. El 68.3% de la producción de ácido cítrico es exportado, principalmente hacia Europa Occidental, Estados Unidos y Japón.

Esta capacidad de producción y los bajos costos de producción le ha permitido a China ser importante proveedor de este producto. El bajo precio del mercado en China se debe a que ellos poseen abundante materia prima para su producción y un proceso de fermentación tecnológico exclusivo. (Peña, C. y Lacouture, M. (2004))

5.2 MERCADO LATINOAMERICANO

Inicialmente, el 91% de consumo mundial lo ocupaban Europa, Estados Unidos y Canadá. En el año 2002, ocupaban un 56% debido a la entrada tanto en consumo como en la industria de países asiáticos, y posteriormente los países latinoamericanos

Los mercados de Asia y Latinoamérica están expandiéndose rápidamente, se estima una tasa de crecimiento de esta industria de 10 a 15% anualmente. Dicho crecimiento se debe principalmente a las ventas aumentadas de bebidas en estos continentes.



El mercado colombiano empieza a desarrollarse en esta industria. El principal proveedor de Latinoamérica es Brasil con una de las mejores plantas productoras de ácido cítrico propiedad de Cargill, lleva la vanguardia en la competencia de proveedores de este continente entrando a competir directamente con Asia.

Grandes empresas líderes de norte América han empezado a invertir en el mercado latinoamericano por la gran potencialidad de expansión, participando con grandes ventajas en el precio, el cual se obtiene por tener una mano de obra calificada y más económica y tiempos de respuesta y envíos menores. (Peña, C. y Lacouture, M. (2004)

5.3 MERCADO NACIONAL

El consumo anual de ácido cítrico alcanzó los 2.994.417 kilogramos en el 2004. Para junio de 2005 las cifras de importación eran de 1.753.998 kilogramos. De acuerdo a las cifras oficiales provenientes del Instituto Nacional de Estadística (INE), Venezuela ha estado incrementado progresivamente el consumo del mismo durante la década de los 90 (Tabla 5.3), sólo la situación político-económica del país afrontada en el año 2002 reduce en mas de 25% las operaciones comerciales de importación, pero estas han logrado una recuperación desde el 2004.

Tabla 5.3
Importación de ácido cítrico en Venezuela (1990-2005)

Año	Kilogramos Brutos	Toneladas
1990	684.907	685
1991	1.904.531	1.905
1992	2.128.210	2.128
1995	2.370.955	2.371
2000	3.013.723	3.014



Tabla 5.3 (Continuación)
Importación de ácido cítrico en Venezuela (1990-2005)

Año	Kilogramos Brutos	Toneladas
2001	3.218.473	3.218
2002	2.683.350	2.683
2003	2.313.078	2.313
2004	2.994.417	2.994
2005	3.669.050	3.669

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE)

5.3.1 ANÁLISIS DE LA OFERTA Y LA DEMANDA

En los últimos años, no existen reportes oficiales de exportación o producción del mismo, por lo que puede decirse que el mercado de venezolano de ácido cítrico es netamente de importación. El ácido cítrico empleado por las industrias venezolanas, proviene mayoritariamente de países como China y Brasil. A continuación, se presentan datos estadísticos pertenecientes al Instituto Nacional de Estadística durante la década de los noventa hasta la actualidad, correspondientes a la procedencia de las importaciones de ácido cítrico:

Tabla 5.4
Origen de las importaciones de ácido cítrico en Venezuela (2004-2005)

País	Kilogramos Brutos	
	2004	2005
ALEMANIA, REP FEDERAL	105.599	724
AUSTRIA	273.000	296.427
BRASIL	504.613	123.026
CHINA	1.067.801	803.018



Tabla 5.4 (Continuación)
Origen de las importaciones de ácido cítrico en Venezuela (2004-2005)

País	Kilogramos Brutos	
	2004	2005
COLOMBIA	833.700	328.000
COREA DEL SUR, REP.	66.000	---
ESPAÑA	240	92.745
ESTADOS UNIDOS	133.454	110.058

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE)

5.3.2 INDUSTRIAS Y PRODUCTOS DE CONSUMO

Tabla 5.5
Industrias venezolanas distribuidoras e importadoras de ácido cítrico

EMPRESA		SECTOR
POLYCHROM DE VENEZUELA, C.A.		Químico
LABORATORIO FINE CHEMICALS C.F.C, C.A		Farmacéutico Cosmético
CORQUIVEN C.A.		Químico Cosmético Alimentos farmacéutico



Tabla 5.5 (Continuación)
Industrias venezolanas distribuidoras e importadoras de ácido cítrico

EMPRESA		SECTOR
INTERIMEX		Químico
INDUSTRIAS MONFEL S.A. de C. V.		Químico
R.GARMO		Alimentos Químico Pinturas
REPRESENTACIONES WIGOQUIM C.A.		Farmacéutico Cosmético Alimenticio
Grupo Polo Alfa M. Chemicals, C.A.		Farmacéutico Cosmético Bebidas y refrescos
Casanay Chemicals		Pinturas y resinas
Marivelca C.A.		Alimenticia · Cosmética · Detergentes · Farmacéutica



Tabla 5.6

Industrias venezolanas cuyos procesos implican el uso del ácido cítrico

EMPRESA		SECTOR
Pepsi – Cola Venezuela		Bebidas y refrescos
Panamco de Venezuela S.A.		Bebidas y refrescos
AJEVEN C.A		Bebidas y refrescos
Corporación Inlaca		Alimenticio
Alimentos Heinz		Alimenticio
Norvatis Nutrition de Venezuela S.A.		Alimenticio
Industrias Diana C. A.		Alimenticio
Nestlé Venezuela S.A.		Alimenticio
Mavesa S.A.		Alimenticio
Colgate – Palmolive C.A.		Detergentes y Cosmético



5.3.3 PROYECCIÓN

Partiendo de los datos históricos de consumo durante los años 1990 – 2005 se realiza una proyección a fin de estimar el consumo a futuro de este insumo durante los próximos años. La cantidad de kilogramos importados de ácido cítrico entre los años 1990 y 2001 presenta un evidente crecimiento, presentando un patrón que puede suponerse como una relación lineal. A partir de la ecuación de un línea recta, se genera una estimación de la demanda de ácido cítrico en el país para los próximos 15 años. Los valores se reportan a continuación:

Tabla 5.7
Proyección de la demanda de ácido cítrico en el país (2005 – 20021)

Año	Kilogramos Brutos	Toneladas
0	3.793.060	3.793
1	3.917.070	3.917
2	4.041.080	4.041
3	4.165.090	4.165
4	4.289.100	4.289
5	4.413.110	4.413
6	4.537.120	4.537
7	4.661.130	4.661
8	4.785.140	4.785
9	4.909.150	4.909
10	5.033.160	5.033
11	5.157.170	5.157



Tabla 5.7 (Continuación)
Proyección de la demanda de ácido cítrico en el país (2005 – 20021)

Año	Kilogramos Brutos	Toneladas
12	5.281.180	5.281
13	5.405.190	5.405
14	5.529.200	5.529
15	5.653.210	5.653

5.4 ESTIMACIÓN DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN DE LA PLANTA

El ácido cítrico es un producto cuyas aplicaciones abarcan innumerables sectores de la industria. Las proyecciones realizadas estiman una demanda en crecimiento para el año 2021 en Venezuela de aproximadamente 5.653 TM. El parque industrial venezolano debe satisfacer la demanda creciente de la población en relación a productos de carácter alimenticio y bebidas, los cuales representan la mayor aplicación del ácido cítrico.

En vista de que en nuestro país no existe una planta productora de este insumo, lo cual implica la ausencia de un competidor directo, se selecciona una capacidad de producción que pueda abarcar un porcentaje medianamente alto de la demanda nacional. Por ello, se establece una producción de que abarque el 35 % del mercado, aproximadamente unas 2.000 TM anual.

En la tabla 5.8, se observa el plan de producción planteado, en el cual se estima un alcance de la capacidad máxima de producción a partir del sexto año del estudio económico.

**Tabla 5.8****Plan de producción de ácido cítrico propuesto para un período de quince años**

Año	Producción (TM/Año)
0	588
1	1.212
2	1.666
3	1.800
4	1.900
5	2.000
6	2.000
7	2.000
8	2.000
9	2.000
10	2.000
11	2.000
12	2.000
13	2.000
14	2.000
15	2.000

Se debe destacar que la materia prima propuesta es melaza de caña, la cual es residuo originado en el tratamiento de la caña durante la producción de azúcar. La producción de este rubro se mantiene en ascenso, alcanzando las 3000 toneladas en el año 2004 (Apéndice B). Por tanto, se puede disponer de materia prima para el abastecimiento requerido de la planta. Además, la cepa a emplear no requiere de condiciones de presión y temperatura extremadamente controladas y el crecimiento de la misma es acelerado en medios con los nutrientes suficientes para su adecuado



desarrollo, por lo que la materia prima no representa una limitante para la producción de este insumo.

5.5 UBICACIÓN DE LA PLANTA

La ubicación de planta se realiza mediante una matriz de selección de manera similar a la selección de la tecnología de producción y recuperación efectuada en el capítulo anterior.

La selección matricial comprende la evaluación de las zonas oriental, central y occidental del país bajo las ponderaciones y criterios antes mencionados y explicados en el Capítulo III. Los resultados pueden ser observados en la tabla siguiente:

Tabla 5.9

Matriz de selección de zonas geográficas destinadas a la ubicación de la planta

Parámetro	%	Valoración: 0-5			Ponderación: (%)x(Valoración)		
		Zona Occidental	Zona Central	Zona Oriental	Zona Occidental	Zona Central	Zona Oriental
Proveedores	25	3	4	2	0.75	1.0	0.50
Clientes	20	3	5	3	0.60	1.00	0.60
Vialidad	20	4	4	3	0.80	0.80	0.60
Servicios Industriales	15	3	4	4	0.45	0.60	0.60
Mano de Obra	10	3	3	3	0.30	0.30	0.30
Impuestos	10	4	2	2	0.40	0.20	0.20
Σ ponderaciones					3.30	3.90	2.80

Los resultados obtenidos señalan la región central como una zona adecuada para la ubicación de la planta. Partiendo de ello, se distinguen los estados Carabobo y Aragua, a los cuales se les aplica la matriz, obteniéndose lo siguiente:



Tabla 5.10
Matriz de selección del estado destinado a la ubicación
de la planta en la región central

Parámetro	%	Valoración: 0-5		Ponderación: (%)x(Valoración)	
		Edo. Carabobo	Edo. Aragua	Edo. Carabobo	Edo. Aragua
Proveedores	25	3	4	0.75	1.00
Clientes	20	5	3	1.00	0.60
Vialidad	20	4	3	0.80	0.60
Servicios Industriales	15	3	3	0.45	0.45
Mano de Obra	10	4	4	0.40	0.40
Impuestos	10	3	3	0.30	0.30
Σ ponderaciones				3.70	3.35

De esta manera, se establece el Estado Carabobo para la localización de la planta. Allí, se cuenta con una proximidad hacia algunas de las azucareras del país (El Palmar en el Edo. Aragua, Carora y La Pastora en el Edo. Lara, Matilde y Río Yaracuy en el Edo. Yaracuy, entre otras).

El estado Carabobo cuenta con una gran infraestructura vial terrestre, aérea y marítima. El Puerto de Puerto Cabello es un de los principales puertos comerciales existentes en el país. Se debe destacar también el amplio parque industrial establecido en la zona, conformada por múltiples empresas de productos de consumo masivo en los distintos sectores industriales (alimenticio, cosmético, bebidas, farmacéutico, agroindustrial).

De acuerdo a un boletín emitido por la Cámara de Industriales del Estado Carabobo (CIEC), el mismo posee el parque industrial más importante del país, ocupa



el 17% de la mano de obra manufacturera del país, contribuye al 14% de los establecimientos industriales y contribuye aproximadamente con el 60% de las exportaciones no tradicionales.



CAPÍTULO VI

DISEÑO DEL PROCESO

A continuación se presenta el diseño del proceso planteado para la obtención industrial del ácido cítrico. Se realiza una descripción de las unidades y/o secciones que conformarán el proceso, así como el dimensionamiento y condiciones de operación de los equipos principales del mismo.

6.1 DESCRIPCIÓN Y DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO

Basados en los resultados obtenidos en los análisis cuali-cuantitativos referenciados en el Capítulo anterior, se establece que la forma de producción de ácido cítrico con mayor ventaja es empleando el método fermentativo seguido de un proceso de recuperación por precipitación de citrato. De esta manera, se dispone de un proceso de producción global que comprende desde el tratamiento y mezcla de la materia prima, hasta el aislamiento y recuperación del producto terminado, permitiendo así el diseño y modelado de las operaciones unitarias requeridas tanto para la producción y recuperación del producto como para el suministro de servicios y tratamiento de subproductos y desechos.

En la figura 6.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso. El mismo, se ha estructurado en cuatro secciones principales:

- ☐ Sección de biorreacción (formación del producto)
- ☐ Sección de recuperación.
- ☐ Sección de purificación
- ☐ Sección de separación y secado.

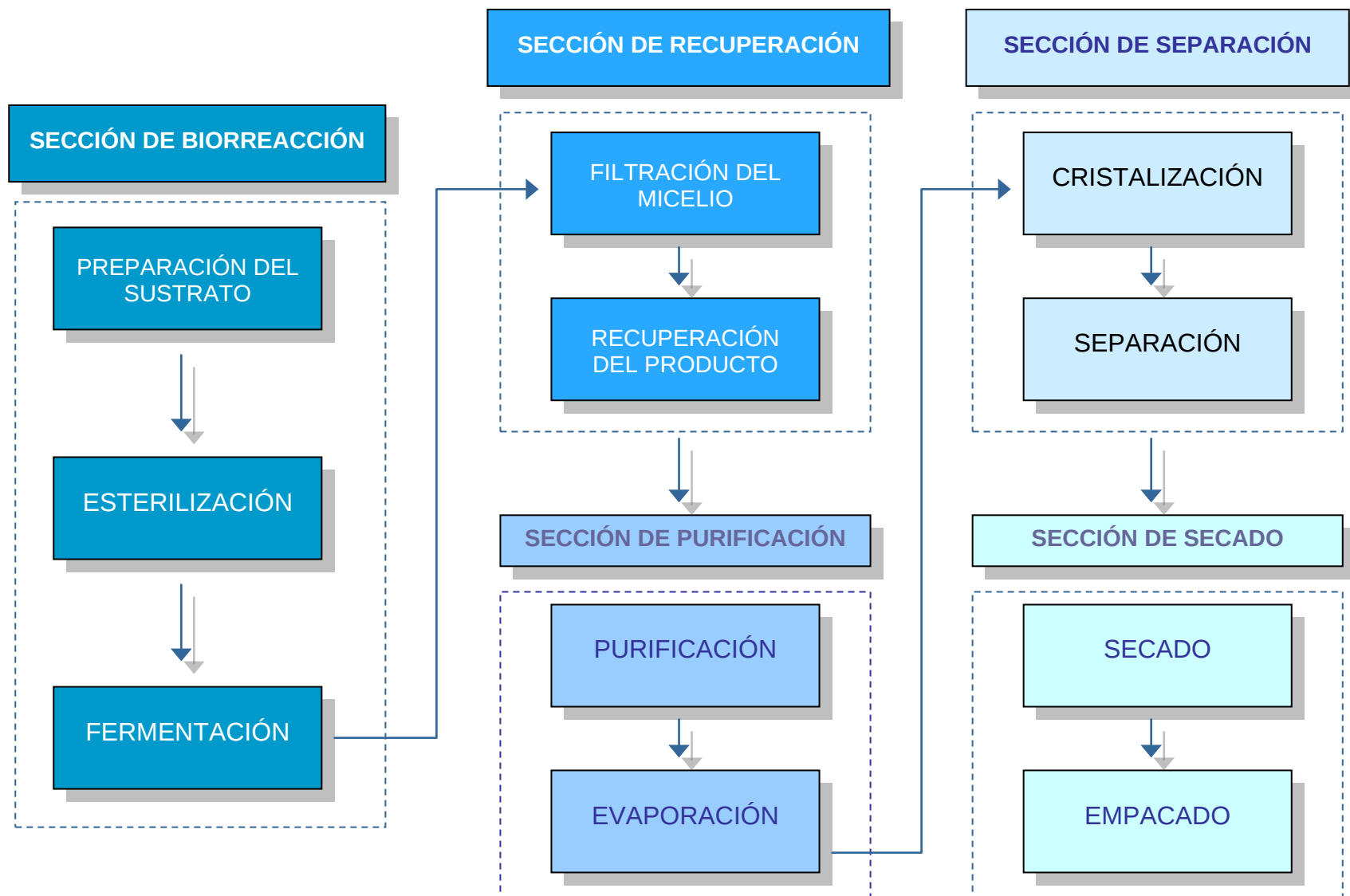


Figura 6.1 Esquema global del proceso para la obtención de ácido cítrico.



6.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

A continuación y se presenta la configuración por sección de las operaciones unitarias necesarias para el proceso de obtención de ácido cítrico.

6.2.1 Sección de Biorreacción.

Esta sección comprende el pretratamiento de la materia prima (melaza de caña), esterilización del medio de cultivo y el desarrollo del proceso de fermentación.

Se inicia con la mezcla de las materias primas por medio de un equipo motor para mezclado (Blender) con línea de alimentación de agua. Luego, la mezcla va a un tanque de preparación provisto de agitación y calentamiento. De allí, pasa por un filtro a fin de separar impurezas de la mezcla y es enviada al tanque donde se llevará a cabo el proceso de fermentación.

El precultivo se alimenta con la misma materia prima y bajo las mismas condiciones que el fermentador solo que a dimensiones menores, la inoculación se efectúa con medio proveniente del laboratorio y su producto se almacena a bajas temperaturas o se alimenta directamente al fermentador; cabe destacar que el precultivo y la fermentación son procesos separados, el precultivo es un paso previo y que suministra cantidad de microorganismo suficiente para inocular al tanque principal.

El esquema planteado para la sección se aprecia en la figura 6.2, y en las tablas 6.1 y 6.2 se resumen las características del proceso.

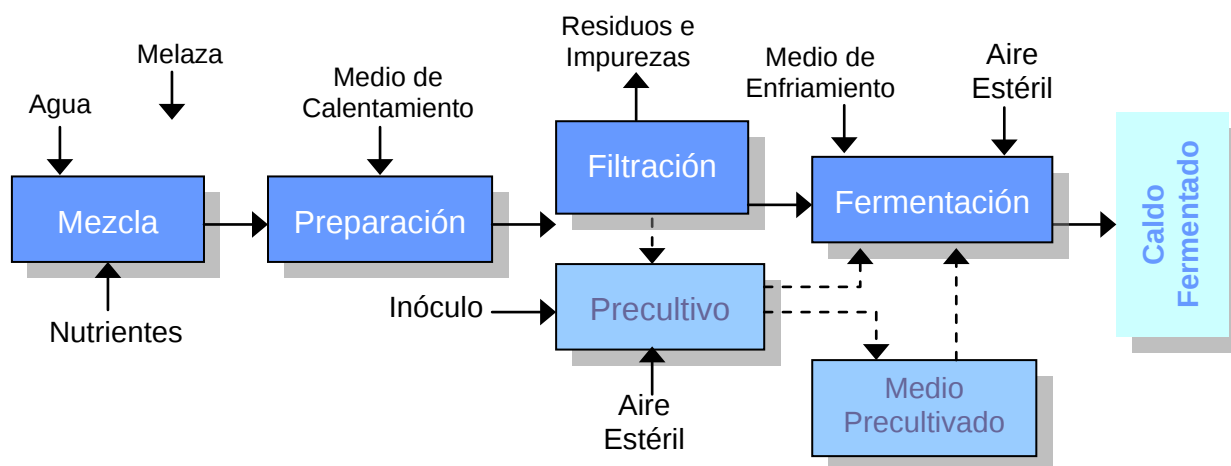


Figura 6.2 Esquema de la sección de biorreacción.



Tabla 6.1

Características de proceso de la sección de biorreacción (precultivo)

Fluido / Descripción	Operaciones Unitarias	
	Mezcla	Precultivo
Alimentación	Agua: 2.88 TM Melaza: 0.40 TM Nutrientes: 0,004 TM	(Mezcla 0.85:015) Agua : Azucares 3.28 TM Inóculo: 0.58 TM
Producto	Mezcla 0.85:015 Agua : Azucares 3.28 TM	Caldo de Precultivo 3.28 TM
Tipo de Proceso	Por Lote	Por Lote
TCE*	0,5 h	144 h

(*) TCE: Tiempo de Ciclo Estimado

Tabla 6.2

**Características de proceso de la sección de biorreacción
(Fermentación principal)**

Fluido / Descripción	Operaciones Unitarias	
	Mezcla	Fermentación
Alimentación	Agua: 47,82 TM Melaza: 10,24 TM Nutrientes: 0,004 TM	(Mezcla 0.85:015) Agua : Azucares 58,08 TM Precultivo: 0.58 TM
Producto	Mezcla 0.85:015 Agua : Azucares 14,52 TM	Mezcla 0,15: 0,82: 0,03 Ácido – Agua – Micelio 58,66 TM
Tipo de Proceso	Por Lote	Por Lote
TCE	90 min	144 h

6.2.2 Sección de Recuperación.

Una vez culminado el tiempo previsto para la fermentación, la corriente de salida contentiva del caldo producido y el micelio desarrollado, es transferida a un filtro de prensa con el fin de retirar la máxima cantidad de líquido de la biomasa. El licor



obtenido es transferido a un tanque de recuperación, en el cual se llevarán a cabo las operaciones de neutralización y precipitación. Finalmente, la corriente o solución de ácido cítrico que sale es enviada a la sección de purificación y concentrado; la figura siguiente, esquematiza lo planteado:

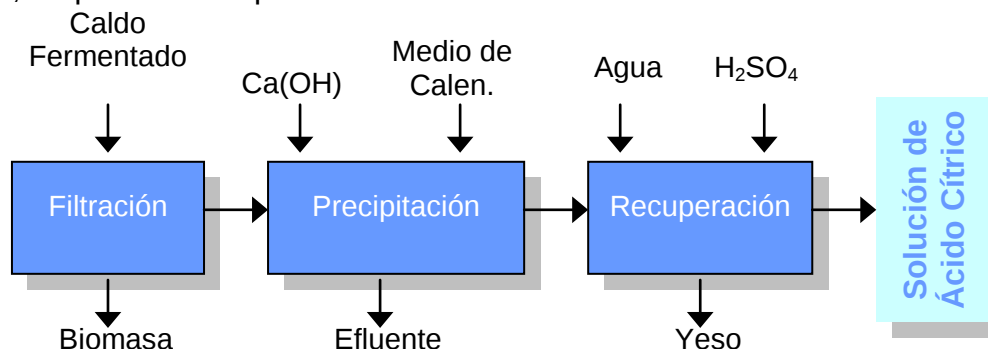


Figura 6.3 Esquema de la sección de recuperación.

Tabla 6.3

Características de proceso de la sección de recuperación

Fluido / Descripción	Operaciones Unitarias		
	Filtración	Precipitación	Recuperación
Alimentación	Mezcla 0,15: 0,82: 0,03 Ácido – Agua – Micelio 15,06 TM	Mezcla 0.85: 0.15 Agua – Ácido C 14,52 TM Ca(OH) ₂ : 30 % p/p 3,37 TM	Mezcla 0,10: 0,90 Agua -Citrato 2,87 TM H ₂ O: 8,57 TM H ₂ SO ₄ : 70 % p/p 1,9 TM
Producto	Mezcla 0.85: 0.15 Agua – Ácido C 14,52 TM	Mezcla 0,10: 0,90 Agua –Citrato 2,87 TM H ₂ O: 15,02	Mezcla Agua - Ácido C 11,60 TM Yeso: 1,74 TM
Tipo de Proceso	Por Lote	Por Lote	Por Lote
TCE	20 min	60 min	20 min

6.2.3 Sección de Purificación y Concentrado.

La solución de ácido cítrico obtenida de la sección de recuperación es conducida a un filtro de carbón activado con el fin de purificar la solución antes de ser enviarla al



equipo de evaporación, el cual concentra la solución hasta alrededor de un 50 %p/V a manera de obtener una solución próxima o a condiciones de saturación (licor madre), que luego será transferida a la sección de separación.

El esquema para la sección de recuperación se muestra en la figura siguiente:

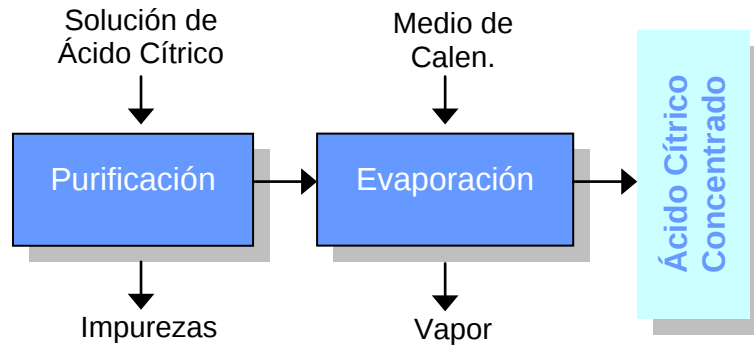


Figura 6.4 Esquema de la sección de purificación y concentrado.

Tabla 6.4

Características de proceso de la sección de purificación y concentrado

Fluido / Descripción	Operación Unitaria
	Evaporación
Alimentación	Mezcla Agua - Ácido C 11,60 TM
	Recirculación Agua – Ácido (Cristalizador) 1,62 TM
Producto	Mezcla 0,50: 0,50 Agua -Ácido 3,86 TM
	Agua: 9,55 TM
Tipo de Proceso	Por Lotes
TCE	30 min

6.2.4 Sección de Separación.

La corriente de salida del sistema de evaporación debe estar cerca de la condición de saturación, la misma es alimentada a un tanque de almacenamiento para



licor madre que puede recibir corrientes de recirculación de provenientes de la separación del producto; dicho tanque, suministrara solución concentrada a un equipo de cristalización obteniéndose una corriente de salida rica en estos cristales de ácido cítrico que es enviada a un separador centrifugo que recircula el licor madre al tanque de almacenamiento y descarga los cristales separados para enviarlos a la sección de secado y empacado. El esquema planteado para la sección de separación puede apreciarse en la figura siguiente, y en la tabla 6.5 se encuentran sus características.

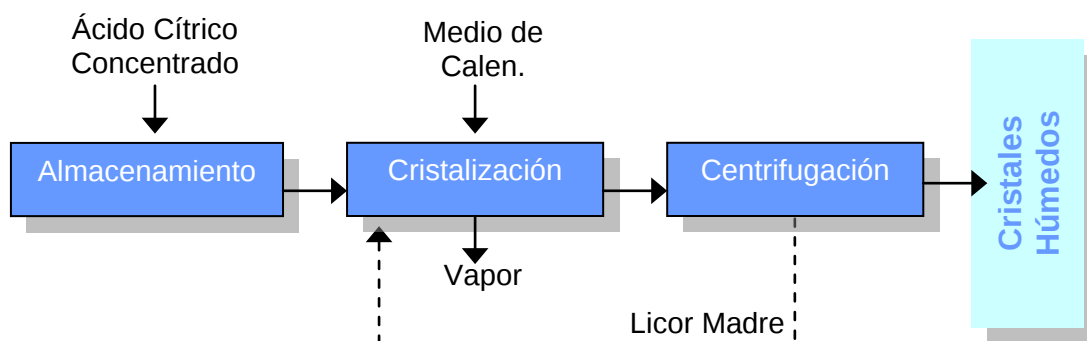


Figura 6.5 Esquema de la sección de separación.

6.2.5 Sección de Secado y Empacado.

La masa de cristales obtenida en el separador centrifugo es descargada y alimentada a un sistema de secado por aire, luego, la aglomeración de cristales secos son introducidos en un equipo de reducción de tamaño para reducir la masa sólida a las características en forma y tamaño adecuadas para su comercialización, por último, el ácido cítrico será empacado en sacos de 25 Kg. La figura siguiente, esquematiza esta última sección del proceso, y en la tabla 6.6 se muestra las características de la sección:

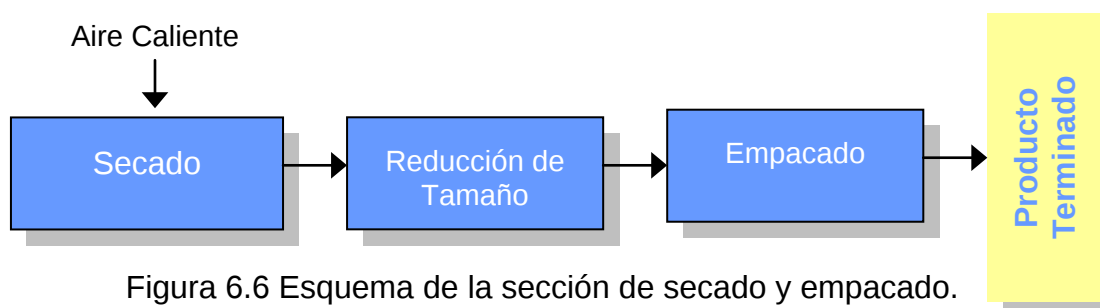


Figura 6.6 Esquema de la sección de secado y empacado.



Tabla 6.5
Características de proceso de la sección de separación

Fluido / Descripción	Operaciones Unitarias	
	Cristalización	Centrifugación
Alimentación	Mezcla 0,50: 0,50 Agua -Ácido 3,86 TM	Mezcla. Agua - Ácido
Producto	Mezcla 0,15: 0,85 Agua -Ácido 2,05 TM Mezcla Agua – Ácido C A Reciclo 1,84 TM	Mezcla 0,95: 0,05 Agua – Ácido C 1,83 TM Agua: 0,22 TM
Tipo de Proceso	Por Lotes	Por Lotes
TEC	40 min	20 min

Tabla 6.6
Características de proceso de la sección de secado y empackado

Fluido / Descripción	Operaciones Unitarias	
	Secado	Empacado
Alimentación	Mezcla 0,95: 0,05 Agua -Ácido 1,83 TM	Mezcla 0,995: 0,005 Agua –Ácido 1,75 TM
Producto	Mezcla 0,995: 0,005 Agua –Ácido 1,75 TM Agua: 0,08 TM	Mezcla 0,995: 0,005 Agua –Ácido 1,75 TM
Tipo de Proceso	Por Lotes	Por Lotes
TEC	20 min	40 min



Los tiempos de ciclo estimados (TCE), se han fijado en base a la información disponible en la bibliografía especialidad, en especial, la encontrada en el texto de Kristiansen y Matthey (1999), además se ha contemplado la experiencia adquirida en la fase experimental del proyecto.

Entre los principales datos obtenidos de las fuentes bibliográficas, se encuentra el tiempo necesario para la precipitación del citrato de calcio, la cual se recomienda entre 60 y 120 minutos (Kristiansen, 1999); este texto también recomienda el tiempo de incubación de seis días (144 min.) el cual se verifica en la fase experimental.

Como complemento a la estimación de los tiempos de ciclo o de operación por lote de los equipos, se plantea una secuencia cronológica de las operaciones de proceso para un turno de trabajo en el cual deben procesarse dos lotes de producción; dicha secuencia se presenta en la figura 6.7, y en ella, se comienza con un tiempo estimado de 90 minutos para llevar a cabo la preparación de los medios de fermentación lo cual incluye inoculación y puesta en marcha del tanque de fermentación, y paralelamente, el personal desocupado debe encargarse de realizar labores de limpieza y mantenimiento general de los equipos de proceso; el tiempo necesario para un cambio de equipo o transferencia de flujo significativo se refleja en azul, y los mismos no debería tardar más de 15 minutos dependiendo de la operación.

6.3 DIAGRAMA DE FLUJO.

En la figura 6.8, se muestra el diagrama de flujo del proceso para la obtención de ácido cítrico tal y como se a modelado y según las operaciones unitarias establecidas y sus balances de masa. En el mismo, se introducen algunos aspectos en cuanto a forma y secuencia de producción no mencionados en el apartado para la descripción del proceso.

El producto del tanque de fermentación (caldo fermentado), luego de pasar por el filtro de prensa debe ser tratado térmicamente para destruir los microorganismos posiblemente patógenos y coagular proteínas y otras compuestos que forman parte de la biomasa generada; para realizar esto, se recircula el caldo filtrado al tanque de



esterilización donde se puede llevar a cabo el calentamiento y en la misma secuencia se aprovecha el filtro rotatorio para la eliminar los componentes indeseados (biomasa), luego, a través de un panel de distribución, el licor es enviado al tanque de precipitación donde será tratado con hidróxido de calcio.

Volviendo al tanque de esterilización, este puede suministrar medio de cultivo ya sea a los tanques de fermentación o al de precultivo, y este ultimo, luego de cumplir su tiempo de incubación, envía el precultivo a almacenamiento a bajas temperaturas para su conservación y posterior utilización como inóculo para el tanque de fermentación; también se prevé, que este pueda inocular directamente al tanque de fermentación si fuera necesario.

6.4 DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

Una distribución preliminar para la ubicación de equipos y áreas de trabajo se presenta en la figura 6.9; hay que advertir que el mismo no se encuentra a escala ni presenta relación de tamaño entre los equipos y edificaciones, si no que se introduce como un bosquejo inicial de la distribución de los equipos principales en relación con las áreas o secciones de proceso y la secuencia de los mismos con respecto al flujo de materiales y productos.

El mezclador de materia prima, tanque de esterilización y filtro rotatorio son ubicado en una misma sección denominada área de preparación ya que forman una secuencia del proceso afín y que suministra material ya sea a los tanques de fermentación o al de precultivo los cuales son ubicados convenientemente a su alrededor.

El área de precultivo, consta del tanque de precultivo y de la cava de almacenamiento para este. Del mismo, se transporta material al área de preparación de donde se suministra como inóculo al área de fermentación, al llegar a esta, el material (ya sea medio de cultivo o inóculo) es distribuido a cualquiera de los seis tanques que pueden conformar su destino.

En el área de recuperación y purificación se ubican los equipos para tal fin



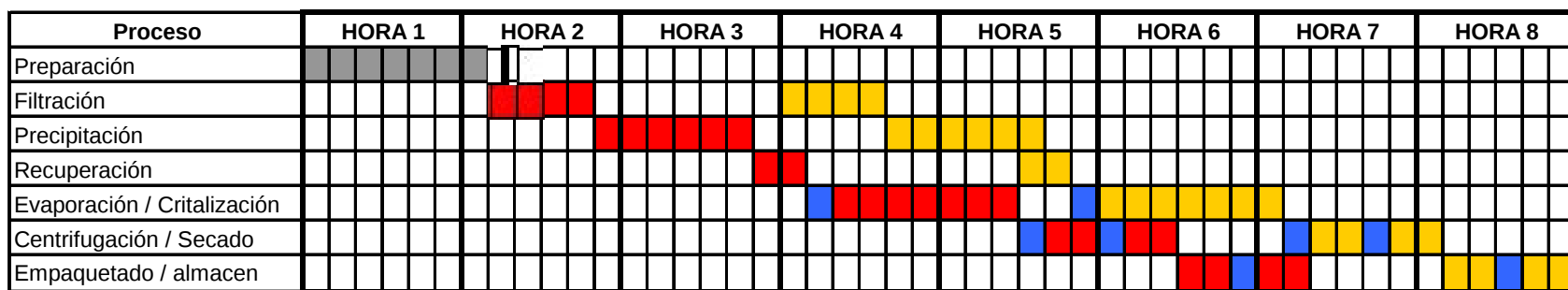
situándolos de modo que los materiales hagan el recorrido mas corto a su destino, lo mismo se aplica al área de secado y empacado, y con respecto a esta última, el equipo de empacado se ubica para que el producto terminado tenga una ruta sencilla hacia el almacén destino, análogo a lo que ocurre con el almacén de materia prima y el área de preparación.

El resto de las áreas (administrativas, laboratorios y servicios industrial se ubican siguiendo los mismos principios de distribución, pero tomando en cuenta también la seguridad del personal.

6.5 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS.

En las Tablas 6.7 a la 6.14 de se presentan las hojas de especificación de los equipos primarios que componen el proceso industrial establecido para la producción de ácido cítrico, en las mismas, se establecen nombre y símbolo del equipo, descripción y condiciones de particulares de operación y especificaciones de diseño.

En esta parte del trabajo, se destaca el empleo del software SuperPro Designer para la estimación de costos de referencia y actuales de los equipos principales y en función de las características de estos últimos.



Leyenda:

- Etapa de Preparación y limpieza
- Primer lote del turno
- Segundo lote del turno
- Cambio de equipo o sección

Figura 6.7 Secuencia cronológica de las operaciones principales.3.6

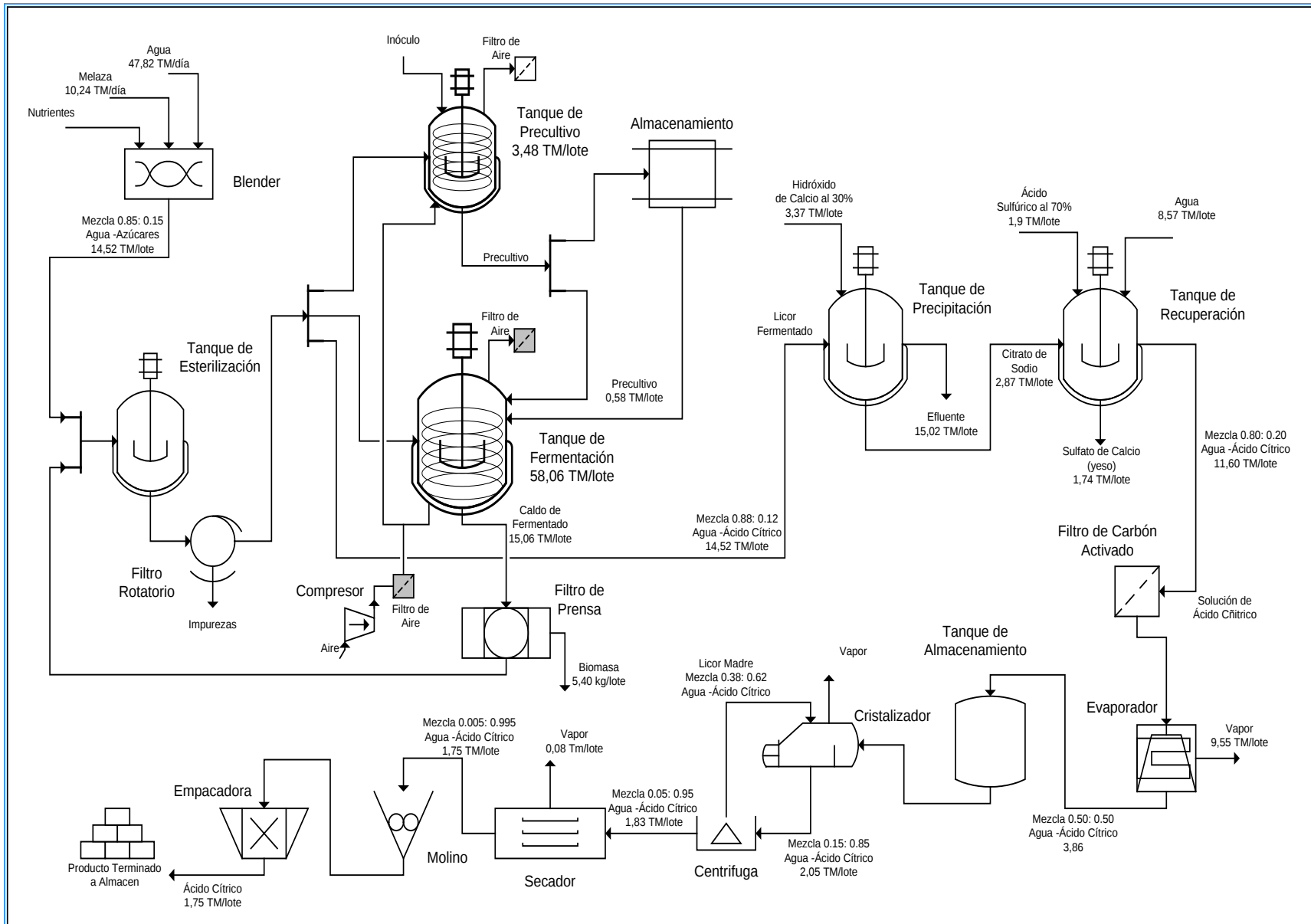


Figura 6.8 Diagrama de flujo del proceso de obtención de ácido cítrico.

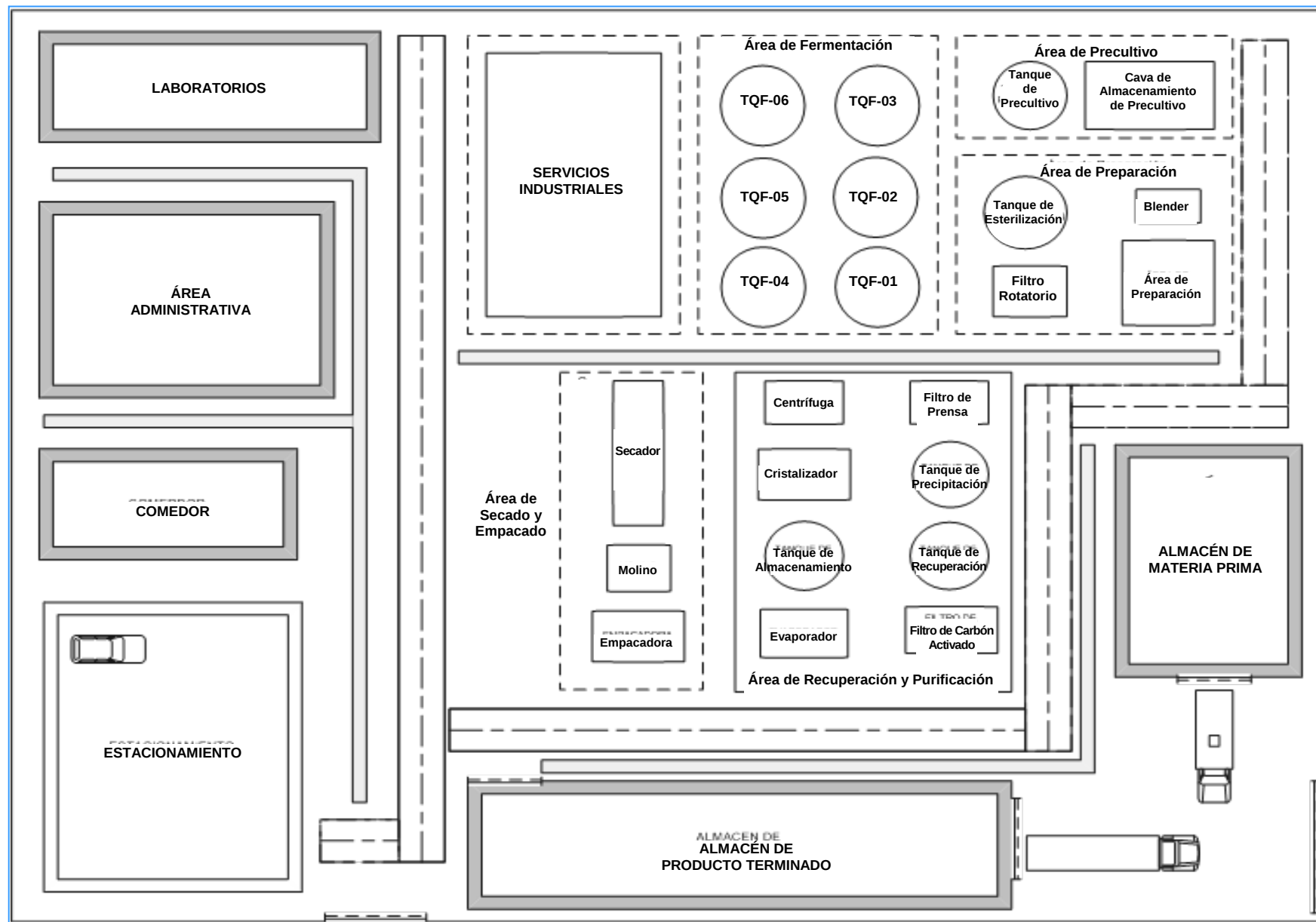


Figura 6.9 Distribución de planta preliminar propuesta para el proceso de obtención de ácido cítrico.



Tabla 6.7

Hoja de especificaciones de la unidad de mezclado

Nombre e Identificación		Símbolo
Unidad de Mezclado (Blender) M - 001		
Especificaciones de Operación		
Función	Premezclado de las materias primas (melaza de caña, nutrientes y agua).	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	28
Flujo	m³/h	3,44
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Capacidad	m³	15
Costo	\$	13.711



Tabla 6.8

Hoja de especificaciones de la unidad de esterilización

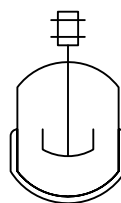
Nombre e Identificación		Símbolo
Tanque de Esterilización TQ – E01		
Especificaciones de Operación		
Función	Esterilización de medio de cultivo y caldo de fermentación.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	121
Flujo	TM / Lote	14,52
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Capacidad	m³	15
Costo	\$	107.822



Tabla 6.9

Hoja de especificaciones de la unidad de filtro rotatorio

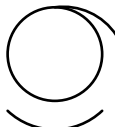
Nombre e Identificación		Símbolo
Filtro Rotatorio F - 01		
Especificaciones de Operación		
Función	Filtración de impurezas de medio de cultivo y biomasa de caldo de fermentación.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	30
Flujo	TM / Lote	14,52
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Volumen de Filtrado	m³/h	0,34
Área del Tambor	m² (ft²)	13,94 (150)
Longitud	m (ft)	1,83 (6,0)
Costo	\$	54.740



Tabla 6.10

Hoja de especificaciones de las unidades de fermentación

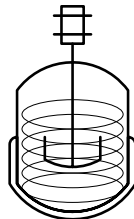
Nombre e Identificación		Símbolo
Tanque de Precultivo TQ - F02 a F07		
Especificaciones de Operación		
Función	Fermentación Principal	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	30
Flujo	TM / lote	14,52
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Potencia	hp	4,0
Capacidad	gal	15000
Área de Transferencia del serpentín	m ²	68,94
Diámetro	m (in)	3,81 (150)
Longitud	m (in)	4,82 (190)
Costo	\$	175.855



Tabla 6.11

Hoja de especificaciones de la unidad de precipitación

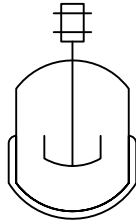
Nombre e Identificación		Símbolo
Tanque de Precipitación TQ – P01		
Especificaciones de Operación		
Función	Precipitación del citrato de calcio.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	90
Flujo	TM / lote	13,34
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Capacidad	m³	9,43
Diámetro	m	2,0
Altura Cilindro	m	2,49
Altura Cono	m	1,54
Costo	\$	50.896



Tabla 6.12

Hoja de especificaciones de la unidad de recuperación

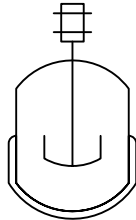
Nombre e Identificación		Símbolo
Tanque de Recuperación TQ – R01		
Especificaciones de Operación		
Función	Descomposición del citrato de calcio con formación de sulfato de calcio.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	90
Flujo	TM / lote	10,17
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Capacidad	m³	13,15
Diámetro	m	2,0
Altura Cilindro	m	4,34
Altura Cono	m	0,79
Costo	\$	64,327



Tabla 6.13

Hoja de especificaciones de la unidad de centrifugación

Nombre e Identificación		Símbolo
Centrífuga CE - 01		
Especificaciones de Operación		
Función	Separación de los cristales de ácido cítrico y el licor madre.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura	°C	30
Flujo	TM / Lote	2.05
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Potencia	hp	1/3
Capacidad	m³/h	0,323
Diámetro del tazón	m (in)	0,17 (7,0)
Número de discos	adim	33
Diámetro de Disco	m (in)	0,10 (4,0)
Velocidad	rpm	12000
Costo	\$	98.129



Tabla 6.14
Hoja de especificaciones de la unidad de secado

Nombre e Identificación		Símbolo
Secador S - 01		
Especificaciones de Operación		
Función	Separación de los cristales de ácido cítrico y el licor madre.	
Condiciones de Operación		
Parámetros	Unidad	Valor
Temperatura Aire de entrada	°C	174
Flujo	TM / Lote	1.83
Especificaciones de Diseño		
Parámetros	Unidad	Valor
Material	Acero Inoxidable	
Capacidad	m³	1,05
Diámetro	m	0,60
Longitud	m	3,64
Costo	\$	28.890



6.6 ESTRUCTURA ORGANIZATIVA DE LA PLANTA

Se propone una organización de la planta, distribuida en un área Administrativa, área de producción, almacenamiento y mantenimiento, conformadas de la siguiente manera:

Área de producción

- Jefe de producción: 1 por turno.
- Supervisor: 2 por turno
- Operadores: aproximadamente 10.

Área de Mantenimiento

- Coordinador de Mantenimiento: 1 por turno.
- Supervisores: 1 por turno.
- Mecánicos: 2 por turno.
- Electricistas: 1 por turno.

Área de almacenamiento

- Jefe de almacén: 1 por turno
- Montacarguistas: 2 por turno

Área administrativa

- Gerente General: 1
- Contador: 1
- Secretarias: 2

A partir de ello, se establece un diagrama general administrativo para la planta de proceso, y el cual se presenta en la figura siguiente:

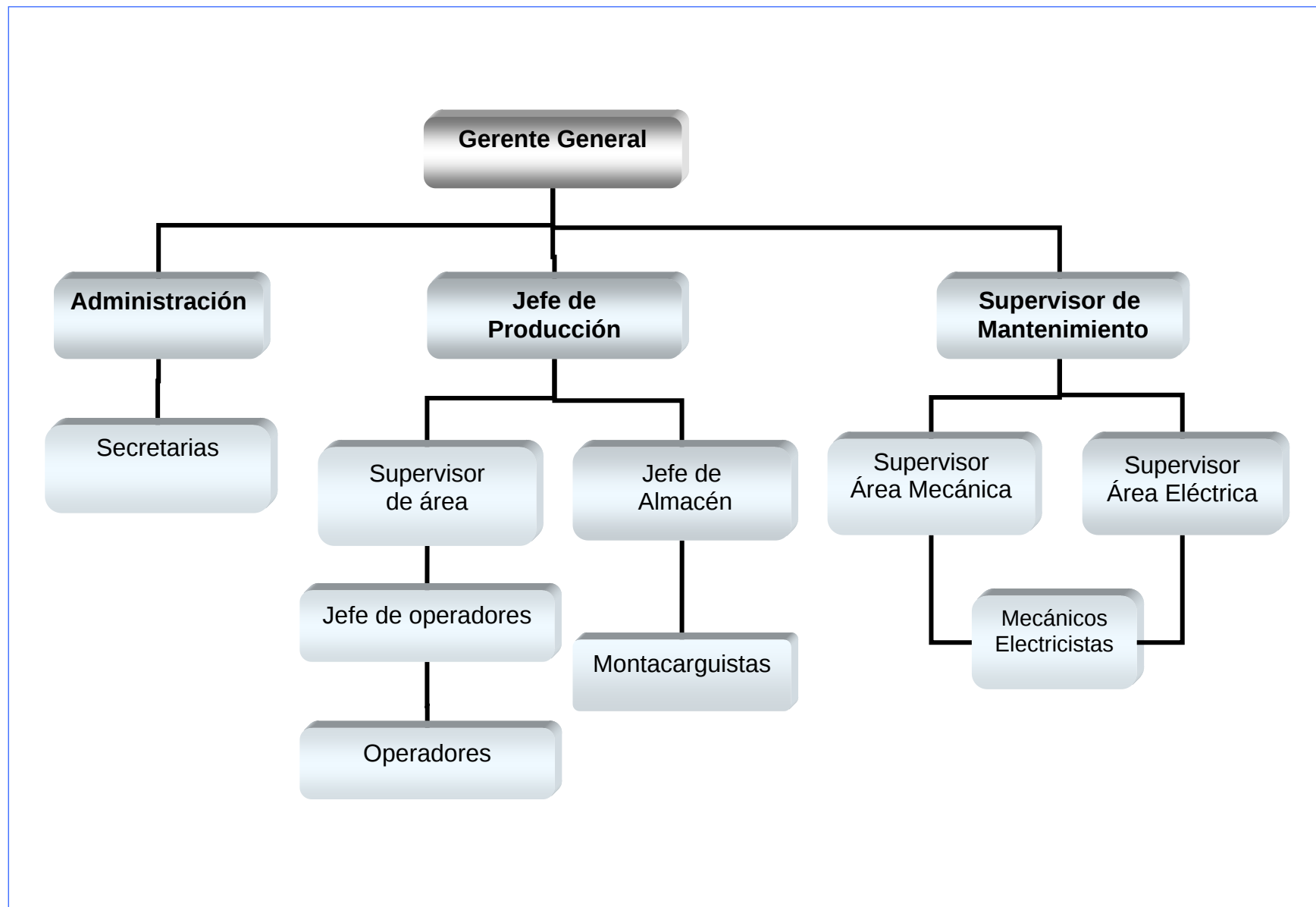


Figura 6.10 Diagrama general administrativo propuesto para a planta de obtención de ácido cítrico



CAPÍTULO VII

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO

A continuación se presenta el desarrollo del análisis económico del proceso, en el cual se determinarán indicadores económicos como el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de pago, los cuales permiten comprobar la rentabilidad económica del proyecto. Además, se presenta un análisis de sensibilidad como parte del estudio de los factores que influyen en la rentabilidad del proceso.

7.1 Componentes de un estudio económico

La evaluación económica de un proyecto se lleva a cabo a través de procedimiento que permiten medir aspectos como el capital requerido, la rentabilidad y el tiempo necesario para recuperar la inversión.

Los componentes del flujo de caja, ingresos y egresos, se encuentran conformados por una serie de factores, los cuales serán mencionados a continuación. Se debe destacar que los costos e ingresos percibidos se encuentran expresados tomando como unidad monetaria el dólar (\$), estimada de acuerdo al cambio oficial actual (2150 Bs/\$).

7.2 Flujo de Caja

7.2.1 Ingresos Brutos

El establecimiento de precios acuerdo al origen del producto se estima a partir del precio actual de venta de distintas empresas distribuidoras en el país. Se obtuvo la información de las siguientes:

Tabla 7.1
Precio del ácido cítrico en empresas distribuidoras del país

Empresa	Bs/ kg	\$/kg
R. Garmo	2790	1.30
Casanay Chemicals	3225	1.50
Marivelca C.A.	2800	1.30



A partir de dicha información, se observa que el precio del ácido cítrico se encuentra en un rango de 1.3 \$/kg a 1.5\$/kg. De esta manera, se toma un valor promedio de los precios ya establecidos en el mercado venezolano para la realización del estudio económica; así el precio que definirá los ingresos durante el horizonte económico es de 1.4 \$/kg (1400 \$/TM).

Por tanto, los ingresos destinados para un horizonte económico de quince años por concepto de la producción de ácido cítrico se presentan a continuación:

Tabla 7.2
Ingresos a percibir durante la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Año	Producción (TM/Año)	Precio de Venta (\$/TM)	Ingresos Brutos (Miles \$ / Año)
1	588	1400	823
2	1.212	1400	1.697
3	1.666	1400	2.332
4	1.800	1400	2.520
5	1.900	1400	2.660
6	2.000	1400	2.800
7	2.000	1400	2.800
8	2.000	1400	2.800
9	2.000	1400	2.800
10	2.000	1400	2.800
11	2.000	1400	2.800
12	2.000	1400	2.800
13	2.000	1400	2.800
14	2.000	1400	2.800
15	2.000	1400	2.800



7.2.2 Inversión

Los resultados se presentan en forma segmentada, especificando los componentes y clasificaciones asociadas a los elementos que constituyen la inversión, a saber: capital fijo y capital de trabajo. Los cálculos de los mismos podrán ser visualizados de forma detallada en el apéndice D.

Capital Fijo

Tabla 7.3
Capital fijo necesario para la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Descripción	Cantidad	Costo x Unidad (Miles \$ /Unid)	Costo Total (Miles \$)
ACTIVOS FIJOS TANGIBLES			
Equipos			
Tanque esterilización	1	107,82	107,82
Tanque precultivo (ferm)	6	175,85	879,27
Cristalizador	1	162,24	162,24
Centrifuga	1	98,13	98,13
Filtro carbón	1	36,86	36,86
Filtro rotatorio	1	54,74	54,74
Molino	1	45,31	45,31
Secadora	1	28,89	28,89
Tanque almacenamiento	1	34,13	34,13
Tanque precipitación	1	64,33	64,33
Tanque recuperación	1	50,90	50,90
Unidad de mezclado	1	13,71	13,71
Evaporador	1	8,27	8,27
Total Costos de equipos			1.584,59
Costo de Terreno			41,86
Acondicionamiento de terreno			190,15



Tabla 7.3 (Continuación)
Capital fijo necesario para la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Descripción	Cantidad	Costo x Unidad (Miles \$ /Unid)	Costo Total (Miles \$)
Costo de edificaciones			744,76
Instrumentación y control			206,00
Costo de Tuberías			491,22
Costo de equipos eléctricos			190,15
Total Activos Intangibles			3.448,73
ACTIVOS FIJOS TANGIBLES			
Ingeniería y supervisión			63,38
Costo de estudios y proyectos			554,61
Arranque, pruebas y contingencias			366,00
Ganancia de contratistas			162,67
Total Activos tangibles			1.146,66
TOTAL CAPITAL FIJO (Miles \$)			4595,39

Capital de Trabajo

Tabla 7.4
Capital de trabajo necesario para la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Descripción	Costo Total (Miles \$)
Inventario de Materia prima	27,20
Inventario de producto	294,00
Inventario de repuestos	190,15
Efectivo en caja	588,00
TOTAL CAPITAL FIJO (Miles \$)	1.099,35



Una vez obtenido el capital fijo y el capital de trabajo, se muestra a continuación el valor obtenido de la inversión inicial:

Tabla 7.5
Inversión inicial necesaria para la implementación de la planta
productora de ácido cítrico durante el periodo 2006-2015

Descripción	Costo (Miles \$)
Capital fijo	4.595,39
Capital de Trabajo	1.099,35
INVERSIÓN	5.694,74

7.2.3 Costos de producción

Los desembolsos monetarios requeridos por el proyecto durante el transcurso del período 2007 – 2021, se muestran en las figuras 7.8 a la 7.11; agrupados en costos de manufactura y gastos generales y subdivididos de acuerdo a los renglones que conforman cada uno de ellos.

Referente a la depreciación y amortización de activos, se señala a continuación el desglose de los activos tangibles e intangibles que conforman este renglón:

Tabla 7.6
Depreciación y amortización de activos que conforman la planta de producción

Descripción	Vida (Años)	Capital fijo (Miles \$)	Cuota de depreciación (Miles \$ / Año)
DEPRECIACIÓN DE ACTIVOS			
Equipos			
Tanque esterilización	20	107,82	5,39
Tanque precultivo (ferm)	20	175,85	8,79



Tabla 7.6 (Continuación)

Depreciación y amortización de activos que conforman la planta de producción

Descripción	Vida (Años)	Valor inicial (Miles \$)	Cuota de depreciación (Miles \$ / Año)
Cristalizador	17	162,24	9,54
Centrifuga	15	98,13	6,54
Filtro carbón	15	36,86	2,46
Filtro rotatorio	12	54,74	4,56
Molino	12	45,31	3,78
Secadora	25	28,89	1,16
Tanque almacenamiento	12	34,13	2,84
Tanque precipitación	12	64,33	5,36
Tanque recuperación	12	50,90	4,24
Unidad de mezclado	12	13,71	1,14
Evaporador	17	8,27	0,49
Equipos eléctricos	15	190,15	12,68
Costo de Edificación	15	744,76	49,65
Total depreciación activos			118,62
AMORTIZACIÓN DE ACTIVOS INTANGIBLES			
Ingeniería y supervisión	15	63,38	4,23
Costo de estudios y proyectos	15	554,61	36,97
Arranque, pruebas y contingencias	15	366,00	24,40
Ganancia de contratistas	15	162,67	10,84
Total amortización activos intangibles			76,44
TOTAL GENERAL DEPRECIACIÓN (Miles \$ / Año)			195,06

Otro elemento asociado a los costos de producción es lo referente a las cuotas por concepto de deuda. El financiamiento de la inversión inicial se conformará por un préstamo otorgado por un ente crediticio del Estado por una cantidad de 2.000.000 de dólares y el resto corresponde a capital propio. El tiempo del financiamiento es de 15



años a una tasa de interés de 10%. La siguiente tabla contempla la amortización del préstamo durante el horizonte económico establecido:

Tabla 7.7**Amortización del préstamo a un tiempo de financiamiento de quince años**

Año	Capital de Deuda (Miles \$)	Cuota (Miles \$)	Intereses (Miles \$)	Amortización (Miles \$)	Deuda Capital (Miles \$)
1	2.000,00	262,95	200,00	62,95	1.937,05
2	1.937,05	262,95	193,71	69,24	1.867,81
3	1.867,81	262,95	186,78	76,17	1.791,64
4	1.791,64	262,95	179,16	83,78	1.707,86
5	1.707,86	262,95	170,79	92,16	1.615,70
6	1.615,70	262,95	161,57	101,38	1.514,32
7	1.514,32	262,95	151,43	111,52	1.402,81
8	1.402,81	262,95	140,28	122,67	1.280,14
9	1.280,14	262,95	128,01	134,93	1.145,21
10	1.145,21	262,95	114,52	148,43	996,78
11	996,78	262,95	99,68	163,27	833,51
12	833,51	262,95	83,35	179,60	653,91
13	653,91	262,95	65,39	197,56	456,36
14	456,36	262,95	45,64	217,31	239,04
15	239,04	262,95	23,90	239,04	0,00

De esta manera, los costos de manufactura obtenidos para el período en estudio se muestran en la figura 7.10

Tabla 7.8
Costos de directos obtenidos para la planta productora de
ácido cítrico en un período de quince años

Año	Materia Prima (Miles \$)	Operadores (Miles \$)	Supervisores (Miles \$)	Mantenimiento (Miles \$)	Laboratorio (Miles \$)	Total (Miles \$)
1	79,50	55,39	6,98	241,26	9,82	392,95
2	189,37	55,39	6,65	241,26	9,82	502,49
3	234,88	55,39	6,98	241,26	9,82	548,33
4	225,99	55,39	6,65	241,26	9,82	539,11
5	249,82	55,39	6,98	241,26	9,82	563,27
6	270,60	55,39	6,65	241,26	9,82	583,72
7	284,13	55,39	6,98	241,26	9,82	597,58
8	270,60	55,39	6,65	241,26	9,82	583,72
9	284,13	55,39	6,98	241,26	9,82	597,58
10	284,80	55,39	6,98	241,26	9,82	598,25
11	284,84	55,39	6,98	241,26	9,82	598,29
12	284,84	55,39	6,98	241,26	9,82	598,29
13	284,84	55,39	6,98	241,26	9,82	598,29
14	284,84	55,39	6,98	241,26	9,82	598,29
15	284,84	55,39	6,98	241,26	9,82	598,29

Tabla 7.9
Costos de indirectos obtenidos para la planta productora de
ácido cítrico en un período de quince años

Año	Seguros (Miles \$)	Seguridad y protección (Miles \$)	Depreciación (Miles \$)	Deuda (Miles \$)	Total (Miles \$)
1	45,95	132,69	195,06	262,95	636,65
2	48,25	139,33	195,06	262,95	645,59
3	48,37	139,66	195,06	262,95	646,04
4	48,37	139,67	195,06	262,95	646,05
5	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
6	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
7	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
8	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
9	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
10	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
11	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
12	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
13	48,37	139,68	195,06	262,95	646,06
14	48,37	139,68	173,13	262,95	624,13
15	48,37	139,68	173,13	262,95	624,13



Tabla 7.10
Costos de manufactura generados durante la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Año	Costos Directos (Miles \$)	Costos Indirectos (Miles \$)	Total Costos de Manufactura (Miles \$)
1	392,95	636,65	1029,60
2	502,49	645,59	1148,08
3	548,33	646,04	1194,37
4	539,11	646,05	1185,16
5	563,27	646,06	1209,33
6	583,72	646,06	1229,78
7	597,58	646,06	1243,64
8	583,72	646,06	1229,78
9	597,58	646,06	1243,64
10	598,25	646,06	1244,31
11	598,29	646,06	1244,35
12	598,29	646,06	1244,35
13	598,29	646,06	1244,35
14	598,29	624,13	1222,42
15	598,29	624,13	1222,42

Además de los costos de manufactura, los costos de producción se integrados por gastos generales, asociados a los gasto generados de tipo administrativo y por concepto de ventas (Tabla 7.11)



Tabla 7.11
Costos de manufactura generados durante la producción de ácido cítrico
en un período de quince años

Año	Gastos Administrativos (Miles \$)	Gastos de ventas (Miles \$)	Total Gastos Generales (Miles \$)
1	13,85	44,54	58,39
2	13,85	50,47	64,32
3	13,85	52,78	66,63
4	13,85	52,32	66,17
5	13,85	53,53	67,38
6	13,85	54,55	68,40
7	13,85	55,24	69,09
8	13,85	54,55	68,40
9	13,85	55,24	69,09
10	13,85	55,28	69,13
11	13,85	55,28	69,13
12	13,85	55,28	69,13
13	13,85	55,28	69,13
14	13,85	54,18	68,03
15	13,85	54,18	68,03

El valor total correspondiente a los costos de producción asociados a la producción de insumo en estudio se muestra a continuación:



Tabla 7.12
Costos de producción generados durante la manufactura de ácido cítrico
en un período de quince años

Año	Costos de manufactura (Miles \$)	Gastos Generales (Miles \$)	Total Costos de producción (Miles \$)
1	1029,60	58,39	1.087,99
2	1148,08	64,32	1.212,40
3	1194,37	66,63	1.261,00
4	1185,16	66,17	1.251,33
5	1209,33	67,38	1.276,71
6	1229,78	68,40	1.298,18
7	1243,64	69,09	1.312,73
8	1229,78	68,40	1.298,18
9	1243,64	69,09	1.312,73
10	1244,31	69,13	1.313,44
11	1244,35	69,13	1.313,48
12	1244,35	69,13	1.313,48
13	1244,35	69,13	1.313,48
14	1222,42	68,03	1.290,45
15	1222,42	68,03	1.290,45

7.2.4 Impuesto sobre la renta (ISLR)

La determinación del impuesto sobre la renta tomando en cuenta las tarifas establecidas por las leyes venezolanas, refleja los valores mostrados en la tabla 7.13.

Una vez determinada la inversión inicial, costos de producción e impuesto sobre la renta, se procede a la generación de flujo de caja. Dicho flujo representa el balance económico obtenido durante el período u horizonte económico durante los años 2006 – 2021 (Tabla 7.14 y 7.15)

Tabla 7.13

**Impuesto sobre la renta generado por concepto la producción de ácido cítrico
en un período de quince años**

Año	Ingresos brutos (Miles \$)	Costos operacionales (Miles \$)	Depreciación (Miles \$)	Amortización Intangibles (Miles \$)	Intereses de deuda (Miles \$)	ING (Miles \$)	Tasa (%)	U.T.	ISRL (Miles \$)
1	823	949,92	118,62	76,44	193,71	(515,69)	0,15	(33,02)	-
2	1.697	1074,31	118,62	76,44	186,78	240,85	0,34	15,43	74,16
3	2.332	1122,92	118,62	76,44	179,16	834,86	0,34	53,45	276,19
4	2.520	1113,26	118,62	76,44	170,79	1.040,89	0,34	66,60	346,09
5	2.660	1138,63	118,62	76,44	161,57	1.164,74	0,34	74,53	388,19
6	2.800	1160,09	118,62	76,44	161,57	1.283,28	0,340	82,11	428,50
7	2.800	1174,65	118,62	76,44	151,43	1.278,86	0,34	81,83	427,00
8	2.800	1160,09	118,62	76,44	140,28	1.304,57	0,34	83,48	435,74
9	2.800	1174,65	118,62	76,44	128,01	1.302,28	0,34	83,33	434,96
10	2.800	1175,36	118,62	76,44	114,52	1.315,06	0,34	84,15	439,30
11	2.800	1175,40	118,62	76,44	99,68	1.329,86	0,34	85,10	444,34
12	2.800	1175,40	118,62	76,44	83,35	1.346,19	0,34	86,14	449,89
13	2.800	1175,40	118,62	76,44	65,39	1.364,15	0,34	87,29	456,00
14	2.800	1152,38	118,62	76,44	45,64	1.406,92	0,34	90,03	470,54
15	2.800	1152,38	118,62	76,44	23,90	1.428,66	0,34	239,73	1.266,00

Tabla 7.14

**Flujo de caja total para el estudio económico en horizonte de quince años
(Modelo de rentabilidad de capital propio)**

Año	Ingresos brutos (Miles \$)	Costos Producción (Miles \$)	ISRL (Miles \$)	Capital fijo (Miles \$)	Capital de trabajo (Miles \$)	Préstamo (Miles \$)	Cuota (Miles \$)	Valor residual (Miles \$)	Flujo de Caja (Miles \$)
0	-	-	-	4.595,39	1.099,35	2.000,00	-	-	(3.694,74)
1	823	686,97	-	-	-	-	262,95	-	(127,33)
2	1.697	811,37	74,16	-	-	-	262,95	-	548,78
3	2.332	859,97	276,19	-	-	-	262,95	-	933,34
4	2.520	850,31	346,09	-	-	-	262,95	-	1.060,65
5	2.660	875,69	388,19	-	-	-	262,95	-	1.133,17
6	2.800	897,15	428,50	-	-	-	262,95	-	1.211,41
7	2.800	911,70	427,00	-	-	-	262,95	-	1.198,35
8	2.800	897,15	435,74	-	-	-	262,95	-	1.204,17
9	2.800	911,70	434,96	-	-	-	262,95	-	1.190,39
10	2.800	912,41	439,30	-	-	-	262,95	-	1.185,34
11	2.800	912,45	444,34	-	-	-	262,95	-	1.180,27
12	2.800	912,45	449,89	-	-	-	262,95	-	1.174,71
13	2.800	912,45	456,00	-	-	-	262,95	-	1.168,61
14	2.800	889,43	470,54	-	-	-	262,95	-	1.177,08
15	2.800	889,43	1.110,54	-	1.099,35	-	262,95	761,28	2.397,71

Tabla 7.15

**Flujo de caja total para el estudio económico en horizonte de quince años
(Modelo de rentabilidad de capital total)**

Año	Ingresos brutos (Miles \$)	Costos Producción (Miles \$)	ISRL (Miles \$)	Capital fijo (Miles \$)	Capital de trabajo (Miles \$)	Valor residual (Miles \$)	Flujo de Caja (Miles \$)
0	-	-	-	4.595,39	1.099,35	-	(5.694,74)
1	823	686,97	-	-	-	-	135,62
2	1.697	811,37	74,16	-	-	-	811,73
3	2.332	859,97	276,19	-	-	-	1.196,29
4	2.520	850,31	346,09	-	-	-	1.323,60
5	2.660	875,69	388,19	-	-	-	1.396,12
6	2.800	897,15	428,50	-	-	-	1.474,36
7	2.800	911,70	427,00	-	-	-	1.461,30
8	2.800	897,15	435,74	-	-	-	1.467,12
9	2.800	911,70	434,96	-	-	-	1.453,34
10	2.800	912,41	439,30	-	-	-	1.448,28
11	2.800	912,45	444,34	-	-	-	1.443,21
12	2.800	912,45	449,89	-	-	-	1.437,66
13	2.800	912,45	456,00	-	-	-	1.431,55
14	2.800	889,43	470,54	-	-	-	1.440,03
15	2.800	889,43	1.110,54	-	1.099,35	761.28	2.660,66



La tabla 7.14 muestra el balance económico resultante de la ejecución de la planta considerando la deuda de forma explícita, mostrando un flujo monetario negativo en el primer año de 3.694.740 millones de dólares por concepto de la inversión a partir del capital propio. El flujo monetario neto considerando el capital total invertido, presenta entre sus renglones el valor del préstamo y las cuotas de amortización consideradas de manera de uniforme (tabla 7.15). Se debe destacar que el valor residual refleja; además de la depreciación de equipos en el último año del horizonte económico, activos intangibles, el valor inicial del terreno el cual no está sujeto a depreciación y por tanto no puede ser descontado anualmente.

El balance económico presenta una variación de flujos positivos a partir del primer año comprendidos entre los 548.780 y los 2.397.709 millones de dólares. De manera similar, la tabla 7.15 refleja ganancias a partir del primer año de puesta en marcha de la planta por el orden de los 135.620 a los 2.611.006 millones de dólares.

7.3 Análisis económico

Una vez obtenido el flujo de caja, se procede a la determinación de los distintos indicadores de rentabilidad.

El valor presente neto (VPN) se obtiene tomando en cuenta la tasa mínima de rendimiento resultante para el capital total y para el capital propio, de acuerdo a lo señalado en el capítulo III. Los valores resultantes tomando en cuenta ambas consideraciones, son mayores que cero, por tanto el proyecto genera beneficios que superan el mínimo exigido lo cual implica un proyecto de inversión rentable.

De manera similar, el equivalente anual (EA) es positivo en los dos casos considerados, es decir, el proyecto genera ganancias superiores a la mínima exigida.

La tasa interna de retorno (TIR) presenta valores superiores a la tasa mínima de rendimiento, por lo que las ganancias o beneficios netos anuales permiten recuperar la inversión realizada en el mismo. Por tanto, el proyecto de inversión es rentable.



El tiempo de pago estimado para la recuperación de la inversión inicial, tanto el calculado a partir del capital de deuda como el capital total, resulta en un período de seis años.

De esta manera, el proyecto muestra a través de sus indicadores la rentabilidad económica para los dos casos en estudio, con unos ingresos netos que recuperan totalmente la inversión en menos de mitad del horizonte económico establecido.

Tabla 7.16
Indicadores económicos obtenidos para el desarrollo del proyecto

Indicador Económico	Consideración de deuda	
	Explícita (Capital propio)	Implícita (Capital total)
Valor Presente Neto (Miles \$)	2.797,45	2.172,22
Equivalente Anual (Miles \$)	389,04	318,93
Tasa Interna de Retorno (Miles \$)	20,84	17,94
Tiempo de pago (años)	6	6
Tasa mínima de rendimiento (%)	12	11

7.4 Análisis de sensibilidad

Se realiza una variación porcentual oscilante entre un 20% a un -20% sobre los ingresos brutos percibidos del proyecto y variaciones comprendidas entre un 8% y hasta un 30% de la tasa mínima de rendimiento, a fin de observar las variaciones del VPN.

Gráficamente, se visualiza que los ingresos brutos muestran un comportamiento proporcional a la variación realizada, es decir, el aumento porcentual de los ingresos incrementaba ambos indicadores. La figura 7.1 muestra el comportamiento de este parámetro. En ella, se logra observar que una disminución en un 21% y 26%,



aproximadamente, considerando deuda explícita e implícita respectivamente, ocasionan resultados negativos del valor presente neto que implican la no rentabilidad del proyecto. En consecuencia, los ingresos brutos del proyecto no deben disminuir en mas de los valores anteriormente señalados respecto a los estudiados en este análisis.

De manera similar al parámetro de ingresos, se presenta en la figura 7.2 una variación de la tasa mínima de rentabilidad, la cual permite apreciar la disminución del valor presente neto a medida que esta se incrementa. Además, se observa que para tasa superiores al 20,4% y 22,4%, correspondientes al capital propio y capital total respectivamente, se obtiene un valor presente neto negativo. Por lo tanto, la tasa mínima de rendimiento no debe ser superior a dichos valores para mantener la rentabilidad del proyecto.



CONCLUSIONES

Luego de realizar el presente sobre la Factibilidad Técnica-Económica de un Proceso para la Obtención Industrial de Ácido Cítrico, se puede concluir que:

1. El mercado de ácido cítrico en Venezuela se puede caracterizar como favorable y atractivo, con una demanda creciente en los últimos 10 años que se fundamenta casi netamente en la importación.
2. En el 2004, el requerimiento de ácido cítrico en el país alcanza las 3.000 TM y las proyecciones indican que la demanda podría lograr las 5.600 TM/año para el 2021.
3. La tecnología de fermentación resulta ser la más favorable para la obtención de ácido cítrico, mientras que la técnica de precipitación del citrato de calcio lo es para la fase de recuperación del producto terminado.
4. La síntesis del ácido efectuada en el laboratorio confirma que es técnicamente factible obtener ácido cítrico mediante la fermentación de azúcares producto de la acción metabólica del hongo *aspergillus niger*, y utilizando para ello los procedimientos descritos en este trabajo.
5. Las condiciones bajo las cuales se producen los mejores resultados de obtención de ácido cítrico en el laboratorio fueron, 15 % p/v de azúcares disueltos, 6.5 de pH y 6 días de incubación con agitación lenta y aireación sumergida del medio; esto indica que un aumento en la cantidad de materia prima no implica necesariamente un aumento del rendimiento y que un tiempo de incubación excesivo desfavorece a este último.
6. La capacidad de planta para la producción ácido cítrico se fija en 2000 TM/año, trabajando dos turnos diarios durante 287 días al año, lo que genera 7 TM diarias de producto terminado.
7. El estado Carabobo se muestra como una zona atractiva e idónea para el desarrollo de la planta de producción favorecida por su amplio parque industrial e infraestructura vial.



8. Los equipos para el proceso industrial planteado, se diseñan con criterios fundamentados en la experiencia práctica, además de los conceptos teóricos, y según los requerimientos del proceso.
9. Para la construcción y puesta en marcha de la planta de producción de ácido cítrico, se requiere una inversión total de \$ 5.694.741, dividido en \$ 4.595.394 de capital fijo y \$ 1.099.347 de capital de trabajo.
10. Los análisis económicos señalan, que bajo las condiciones de mercado es rentable la implementación del proceso de producción de ácido cítrico a nivel industrial, indicado principalmente por una tasa interna de retorno (TIR) igual a 20,86 % y 17,94% para el capital propio y capital total, respectivamente, con un retorno de la inversión que se proyecta en 6 años.
11. El proyecto resulta ser sensible a variaciones en el precio en el producto, pudiendo esto generar un impacto considerable en los ingresos brutos de la planta; por otro lado, la sensibilidad ante variaciones en cuanto a la tasa mínima de rendimiento se muestra sutil y hasta favorable.
12. Es completamente factible técnica y económicamente la implementación de un proceso de producción industrial de ácido cítrico en el país.



RECOMENDACIONES

Luego de realizar el presente sobre la Factibilidad Técnica-Económica de un Proceso para la Obtención Industrial de Ácido Cítrico, se puede recomendar que:

- Se lleve a cabo un estudio sobre la obtención de ácido cítrico a nivel de planta piloto con el fin de evaluar con más profundidad y detalle las variables de mayor impacto sobre el proceso de fermentación, y con lo cual se podría ir optimizando el proceso en cuanto a términos de rendimiento y volumen de producción.
- Realizar un análisis de los posibles subproductos generados durante el proceso de fermentación, con el fin de evaluar su factibilidad de recuperación y comercialización.
- Evaluar la utilización o comercialización del sulfato de calcio (yeso), considerando a este como un subproducto de valor agregado y no como un efluente de la etapa de recuperación de ácido cítrico, creando en tal caso un plan para su recuperación y tratamiento.
- Realizar un estudio técnico detallado del proceso planteado a fin de implementar la ingeniería de contemplar y realizar la ingeniería de detalles y crear los sistemas de control.



BIBLIOGRAFÍA

- Alderete, J. M. (2000). **Ácido cítrico, el ingrediente que nos falta. Alimentos argentinos.** (12) [Revista en línea]. Disponible en: <http://www.alimentosargentinos.gov.ar>
- Audes S., N. (2002). **Diseño y Simulación de un Proceso para el aprovechamiento integral de la concha y bagazo de la naranja en Indulac C. A.** Tesis de grado no publicada. Universidad de Carabobo, Valencia.
- Austin, G. T. (1997). **Manual de Procesos Químicos.** Primera Edición. McGraw-Hill Latinoamericana. México.
- Balestrini A, M. (2001). **Cómo se elabora el proyecto de investigación. Para estudios formulativos o exploratorios, descriptivos, diagnósticos, evaluativos, formulación de hipótesis causales, experimentales y proyectos factibles.** BL Consultores Asociados. Servicio Editorial. Caracas, Venezuela.
- **Bases de Microbiología Industrial.** [Libro en línea] Disponible en: <http://www.todoquimica.net/descargas/descargas%20kkimic/Usuarios/Bases%20de%20Microbiologia%20Industrial.pdf>
- Benitez, L. S. (1992). **Obtención de Ácido Cítrico a Escala de Laboratorio vía Fermentativa.** Tesis de grado no publicada. Universidad de Carabobo. Valencia.
- Cámara de Industriales del Estado Carabobo CIEC (2006). **70 años de trabajo y de historia.** Suplemento aniversario 70 años Cámara de Industriales del Estado Carabobo, Valencia.
- Cheremisinoff, N. (2000). **Handbook of chemical processing equipment.** Editorial Butterworth-Heinemann. New York, EU
- European Citric Acid Manufacturers Association - ECAMA. (2005). **Citric acid in beverages and soft drinks.** [página Web en línea]. Disponible en: <http://www.ecama.org>.



- Connor, J. M. (Agosto, 1998) **Citric Acid Chronology** [Documento en línea]. Disponible en : <http://www.ag.uiuc.edu/famc/program98/connor.htm> [Consulta, 2005, Julio]
- Comisión Venezolana de Normas Industriales (1983). **Frutas y Productos Derivados. Determinación de Sólidos Solubles por Refractometría**. Caracas. Venezuela.
- Day, R. A. y Underwood, A. L. (1989). **Química Analítica Cuantitativa**. Quinta edición. México. Editorial Prentice-Hall Hispanoamérica.
- D.Brock, T y Madigan, M. **Microbiología** (1991) Sexta edición. Prentice Hall Hispanoamericana S.A. México.
- Domingo M., A. M (2003). **Depósitos y recipientes de proceso** [Documento en línea]. Disponible en: <http://web.usal.es/~tonidm/> [Consulta: 2006, Septiembre].
- Enciclopedia libre Wikipedia. (2005). **Ácido Cítrico**. [Documento en línea]. Disponible en: [http:// es.wikipedia. org](http://es.wikipedia.org)
- España, J. E., (2004). **Historia del Ácido Cítrico**. [Documento en línea]. Disponible en: [http:// www.monografias.com](http://www.monografias.com) [Consulta: 2005, Mayo].
- Estola, R., Yantorno, O. y Mignone, C. (2005). **Microbiología Industrial** Programa Regional de Desarrollo Científico y Tecnológico de la OEA [Libro en línea]. Disponible en: http://www.science.oas.org/simbio/mbio_ind/allmi.pdf
- Flores, E. y Villa Real, (2001). **Diseño de una planta Piloto para producir Ácido Glúconico por Fermentación de la Glucosa con Aspergillus Níger**. Tesis de grado no publicada. Universidad de Carabobo, Valencia.
- Fondo de Crédito Industrial FONCREI (2000). **Manual para la formulación y evaluación de proyectos**. Tercera Edición. [Documento en línea]. Disponible en: <http://www.foncrei.gob.ve>



- Giugni, L., Ettedgui, C., González, I y Guerra, V. (2001). **Evaluación de proyectos de inversión**. Segunda edición. Dirección de medios y publicaciones. Universidad de Carabobo.
- González de Clamens, Z. y Miliani de Sousa, L (1999). **Laboratorio I de Física. Teoría**. Dirección de Medios y Publicaciones. Universidad de Carabobo.
- Gómez, E. y Núñez, F. (2002). **Plantas Industriales Aspectos Técnicos para el Diseño**. Dpto. de Ing. de Métodos. Escuela de Ing. Industrial. Universidad de Carabobo.
- Himmenblau, D. (1982). **Principios y cálculos básicos de la Ingeniería Química**. Segunda Edición. Editorial Continental, S.A. de C.V. México.
- Instituto Nacional de Estadística (2004). **Anuario de comercio exterior**. Ministerio de Planificación y desarrollo. Tomo II. Caracas. Venezuela
- Kristiansen, B., Matthey, M. y Linden, J. (1999). **Citric Acid Biotechnology**. Taylor & Francis Ltd., UK.
- Lutgarda, A; Coto, O., Marrero, B y Marrero J. (2004) **Estudio fisiológico de la producción de ácido cítrico por Aspergillus Níger O -5**. Revista CENIC Ciencias Biológicas, Vol 35 (1) La Habana, Cuba.
- McCabe, W. y Smith, J. (2002). **Operaciones Unitarias**. Sexta edición. Editorial McGraw Hill. México.
- Merchuck, J. (2005). **Microbiología Industrial**. Departamento de Producción Agraria, Universidad Pública de Navarra, España. [on-line]. Disponible en: <http://www.unavarra.es>
- Moataza, M. S. (2006). **Citric acid production from pretreating crude date syrup by Aspergillus Níger NRRL595**. Journal of applied sciences research 2 (2). Cairo, Egipt.



- Murad A. El-Holi and Khalaf S. Al-Delaimy. (2003). **Citric acid production from whey with sugars and additives by Aspergillus Níger**. Trabajo de investigación del Departamento de Nutrición y Tecnología de Alimentos de la Facultad de Agricultura. Universidad de Jordan, Amman, Jordan.
- Peña, C. y Lacouture, M. (Noviembre, 2004) **Estudio sobre el mercado y canales de distribución de aditivos químicos en USA. Ácido cítrico, ácido fumárico y citrato de sodio** [Documento en línea] Disponible en: <http://www.proexport.gov.co/VBeContent/library/documents/DocNewsNo3746DocumetNo3231.DOC> [Consulta:2005, Mayo]
- Perry, R. H. (1992) **Manual del Ingeniero Químico**. Volumen III. 3^{era} Edición. Editorial Mc Graw Hill. México.
- Peters, M. S. y Timmerhaus, K. D. (1991). **Plant design and economics for chemicals engineers**. Cuarta edición. McGraw Hill editions
- Sikander, A., Qadeer, M. A: y Javed, I. (2002). **Production of citric acid by Aspergillus níger using cane molasses in a stirred fermentor**. Electronic Journal of Biotechnology. Vol 5 (3).
- Silla, H. (2003) **Chemical process engeneering design and economics**. Editorial Marcel Dekker, New York
- Spencer, Alice y Lowenstein (1967). **Citrate contenido f liver and kidney of rat in variious metabolix status and in fluoroacetate poisoning**. Electronic Journal of Biochemical. Vol 108 (342).
- Svarovsky, L. (2000). **Solid-Liquid separation**. Cuarta edición. Editorial Butterwork-Heinemann, US.
- Treybal, R. E. (1992) **Operaciones de Transferencia de Masa**. Segunda Edición. Editorial McGraw-Hill . México.



- **United Nations Statistics Division** (2005) Commodity Trade Statistics Database [Datos en línea]. Disponible en: <http://unstats.un.org/unsd/comtrade/ce/ceSnapshot.aspx?px=H2&cc=291814> [Consulta : Noviembre, 2005]
- Wallas, S. M. (1999). **Chemical process design**. Editorial Butterworth-Heinemann. New York, EU

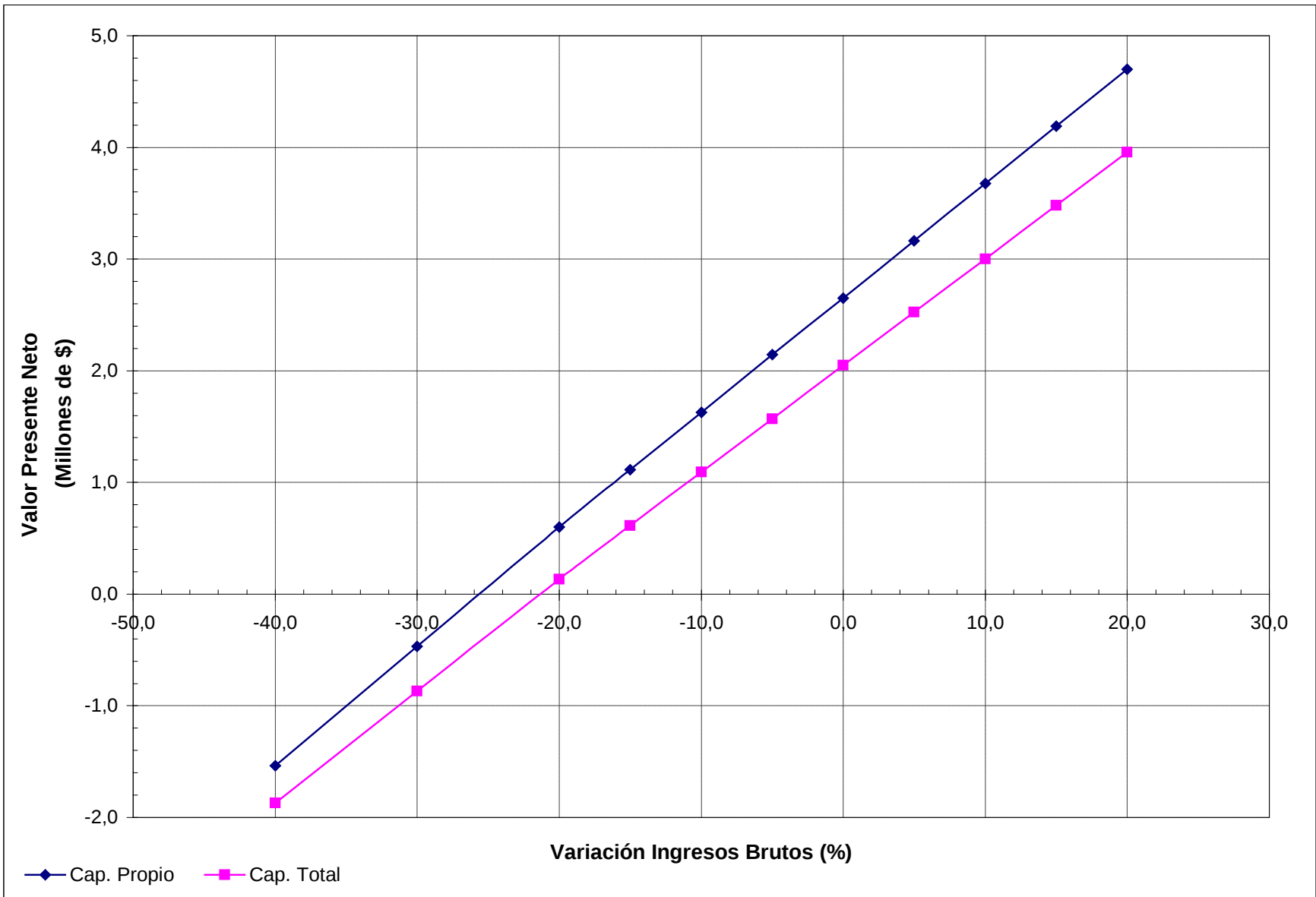


Figura 7.1 Variación del valor presente neto (VPN) respecto al ingreso bruto del proyecto

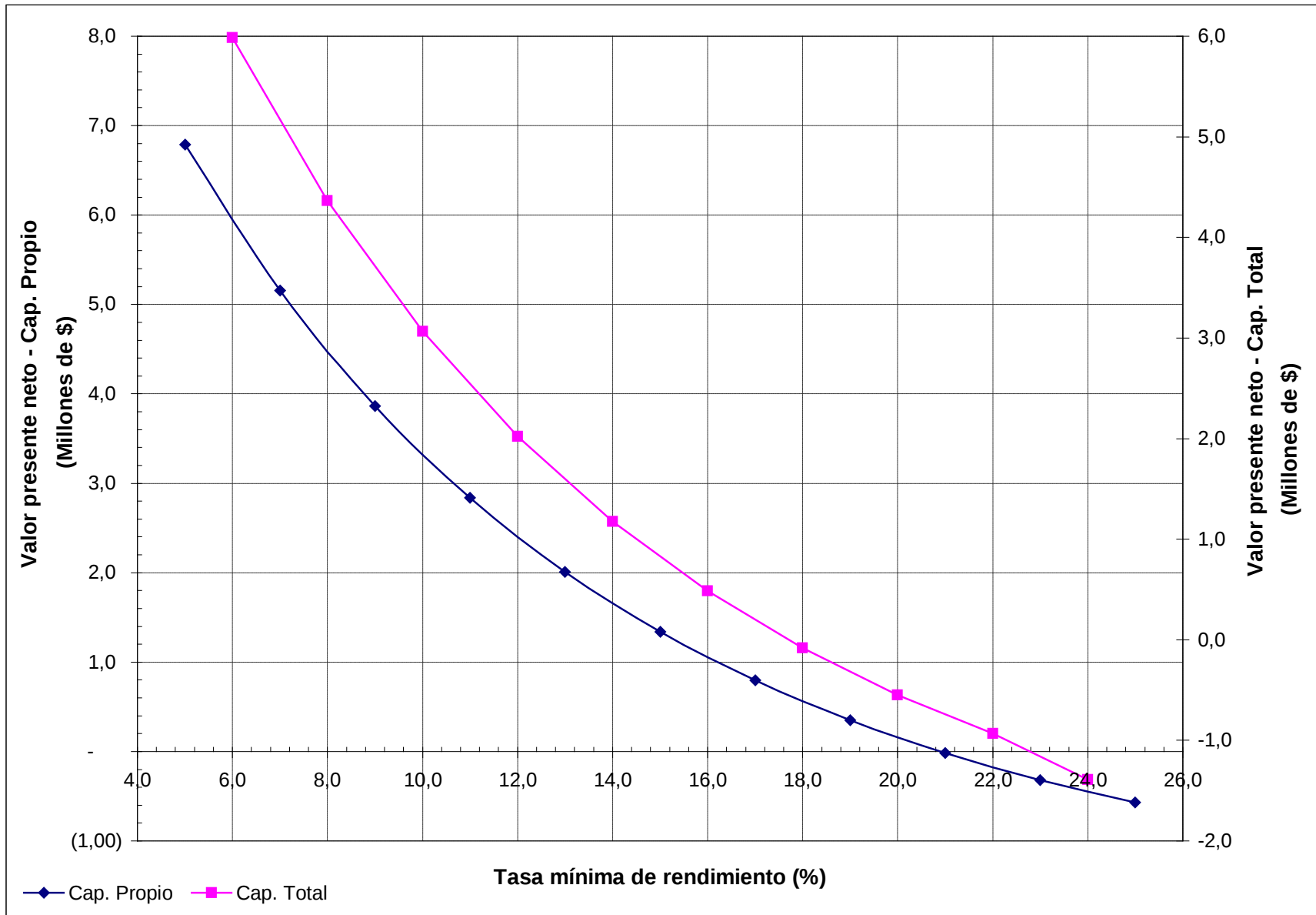


Figura 7.2 Variación del valor presente neto (VPN) respecto a la tasa mínima de rendimiento



APÉNDICE A

TABLAS DE DATOS Y CÁLCULOS INVOLUCRADOS EN EL DESARROLLO EXPERIMENTAL

A continuación se presentan los datos correspondientes a la fase experimental obtenidos durante el desarrollo de la fermentación, recuperación y purificación del ácido cítrico en el Laboratorio de Química Orgánica de la Facultad de Ingeniería; así como también los modelos matemáticos empleados en la determinación de los resultados.

Tabla A.1
Masa de melaza empleada durante la evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH

Volumen de medio preparado ($V_{\text{MEDIO}} \pm 0,5$) mL	Masa de Melaza	
	Masa teórica ($m_{\text{TEO}} \pm 0,001$)g	Masa experimental ($m \pm 0,001$)g
360,0	78,431	78,620

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05)$ mmHg

Tabla A.2
Masa de nutrientes adicionado al medio de cultivo durante la evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH

Masa de nutrientes ($m_{\text{nut}} \pm 0,001$) g			
KH_2PO_4	MgSO_4	NH_4Cl	EDTA
0,420	0,100	0,400	0,214

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05)$ mmHg



Tabla A.3

**Acondicionamiento del medio de cultivo para el proceso de fermentación
con variación de los parámetros nivel de agitación y pH**

Acondicionamiento de pH y Agitación				
No. Ensayo	Nivel de Agitación	pH Inicial ($pH_i \pm 0,05$)	Volumen de NaOH ($V_{NaOH} \pm 0,025$) mL	pH Final ($pH_f \pm 0,05$)
E1	Suave	5,1	8,20	5,50
E2	Suave	5,1	24,60	6,50
E3	Media	5,1	9,10	5,50
E4	Media	5,1	24,80	6,50

Concentración NaOH: $(0,1 \pm 0,1)$ mol/L

Presión de esterilización: (15 ± 1) psi

Tiempo de esterilización: (15 ± 1) min.

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5)$ °C

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05)$ mmHg

Tabla A.4

**Variables involucradas en el proceso de precipitación de citrato de calcio durante
la fase de evaluación de los parámetros nivel de agitación y valor de pH**

No. Ensayo	Volumen de Ca(OH) adicionado ($V_{hc} \pm 0,5$)mL	pH Final ($pH \pm 0,5$)adim
E1	5,0	7,9
E2	6,0	7,2
E3	5,0	7,2
E4	4,0	7,1

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Presión ambiente: $(714,13 \pm 0,05)$ mmHg



Tabla A.5

Masa de melaza empleada como medio de cultivo durante la evaluación de los parámetros porcentaje de azúcares y tiempo de incubación

Porcentaje de Azúcares	Masa de Melaza	
	Masa teórica ($m_{TEO} \pm 0,001$)g	Masa experimental ($m \pm 0,002$)g
10 %	130,720	130,127
15 %	195,822	196,058
20 %	261,437	261,454
15₍₁₂₎%*	196,078	196,272

15₍₁₂₎ : Porcentaje de azúcares a tiempo de incubación de 12 días

Temperatura ambiente: (28,0 $\pm$ 0,5) °C

Presión ambiente: (714,13 $\pm$ 0,05) mmHg

Tabla A.6

Variables necesarias para la determinación de la cantidad de micelio generado en el proceso de fermentación

Porcentaje de azúcares	Masa de papel de filtro ($m_{papel} \pm 0,001$)g	Masa de recipiente vacío ($m_{RV} \pm 0,001$)g	Masa del recipiente con micelio ($m_{RLL} \pm 0,001$)g
10 %	0,486	35,588	38,230
15 %	0,534	35,613	40,012
20 %	0,528	43,350	47,852
15₍₁₂₎ %	0,982	43,733	51,761

Temperatura ambiente: (28,0 $\pm$ 0,5) °C

Presión ambiente: (714,13 $\pm$ 0,05) mmHg



Tabla A.7

Volumen y valor de pH alcanzado por adición de hidróxido de calcio durante la etapa de aislamiento y recuperación del producto

Porcentaje de azúcares	Volumen de Ca(OH)_2 ($V_{\text{Hidrox}} \pm 0,5$)mL	pH Final ($\text{pH} \pm 0,5$)adim
10 %	13,5	8,3
15 %	15,5	7,8
20 %	12,0	7,1
15 ₍₁₂₎ %	18,0	7,0

Concentración Ca(OH)_2 : $(30 \pm XX)\%$ p/p

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Presión ambiente: $(714,13 \pm 0,05)$ mmHg

Tabla A.8

Variables necesarias para la determinación de la cantidad de citrato de calcio precipitado durante la etapa de recuperación de ácido cítrico

Porcentaje de azúcares	Masa de papel de filtro ($m_{\text{papel}} \pm 0,001$)g	Masa de Papel de filtro con precipitado ($m_{\text{RV}} \pm 0,001$)g
10 %	2,997	7,920
	1,056	1,121
	0,978	1,362
15 %	3,001	7,854
	3,104	5,023
	0,958	2,640
	0,997	1,294
20 %	3,138	5,421
	3,098	4,305
	0,986	1,915



Tabla A.8 (Continuación)

Variables necesarias para la determinación de la cantidad de citrato de calcio precipitado durante la etapa de recuperación de ácido cítrico

Porcentaje de azúcares	Masa de papel de filtro ($m_{\text{papel}} \pm 0,001$)g	Masa de Papel de filtro con precipitado ($m_{\text{RV}} \pm 0,001$)g
20 %	0,984	1,407
	0,998	1,483
15 ₍₁₂₎ %	3,036	5,068

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(714,13 \pm 0,05)$ mmHg

Tabla A.9

Volumen de ácido sulfúrico adicionados durante el proceso de descomposición del citrato de calcio

Porcentaje de azúcares	Volumen Teórico de H_2SO_4 ($V_{\text{H}_2\text{SO}_4} \pm 0,05$)mL	Volumen Experimental de H_2SO_4 ($V_{\text{H}_2\text{SO}_4} \pm 0,1$)mL
10 %	1,51	1,4
15 %	1,38	1,4
20 %	1,59	1,6
15 ₍₁₂₎ %*	0,58	0,8

Concentración H_2SO_4 : 98%p/v

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$



Tabla A.10

Variables necesarias para la determinación de la cantidad de sulfato de calcio precipitado durante la etapa de recuperación de ácido cítrico

Porcentaje de azúcares	Masa de papel de filtro ($m_{\text{papel}} \pm 0,001$)g	Masa de Papel de filtro con precipitado ($m_{\text{RV}} \pm 0,001$)g
10 %	0,465	0,547
	0,455	0,515
	1,015	3,403
15 %	0,462	0,518
	0,970	1,192
	0,480	0,538
20 %	0,994	1,106
	1,019	1,178
15 ₍₁₂₎ %	0,990	1,085

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(714,13 \pm 0,05) \text{ mmHg}$

Tabla A.11

Variables necesarias para la determinación de la cantidad de ácido cítrico obtenido durante la etapa cristalización

Porcentaje de azúcares	Masa de papel de recipiente ($m_{\text{papel}} \pm 0,001$)g	Masa de Papel de filtro con precipitado ($m_{\text{RV}} \pm 0,001$)g
10 %	41,659	43,034
15 %	29,525	30,926
20%	33,353	36,666
15 ₍₁₂₎ %	74,533	76,569

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05) \text{ mmHg}$



Tabla A.12

Volumen de hidróxido de sodio consumido durante la titulación de soluciones patrón de ácido cítrico de concentración conocida

Masa de ácido cítrico patrón ($m_{\text{PATRÓN}} \pm 0,001$)g	Volumen de NaOH ($V_{\text{NaOH}} \pm 0,03$)ml
1,001	13,60
	13,55
	13,60
2,001	27,70
	27,60
	27,75
3,000	41,90
	40,70
	41,80

Concentración de NaOH: $(0,1067 \pm 0,0001)\text{N}$

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05) \text{ mmHg}$

Tabla A.13

Volumen de hidróxido de sodio consumido durante la titulación de muestras de ácido cítrico obtenidas durante el proceso experimental.

Porcentaje de azúcares	Volumen de NaOH ($V_{\text{NaOH}} \pm 0,03$)ml
10%	9,00
	8,65
	8,55
15%	11,75
	11,50
	11,60



Tabla A.13 (Continuación)

Volumen de hidróxido de sodio consumido durante la titulación de muestras de ácido cítrico obtenidas durante el proceso experimental.

Porcentaje de azúcares	Volumen de NaOH ($V_{\text{NaOH}} \pm 0,03$)ml
20%	21,65
	21,40
	21,50
15 ₍₁₂₎ %	15,65
	16,40
	15,60

Concentración de NaOH: $(0,1067 \pm 0,0001)\text{N}$

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05) \text{ mmHg}$

Tabla A.14

Masa y volumen empleados en la preparación de una solución madre de ácido cítrico de concentración 1000ppm

Masa teórica de ácido cítrico ($M_{\text{ácido}} \pm 0,001$) g	Masa experimental de ácido cítrico ($M_{\text{ácido}} \pm 0,001$) g	Volumen de solución ($V_{\text{Sol}} \pm 0,08$) ml
0,100	0,101	100,00

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05) \text{ mmHg}$

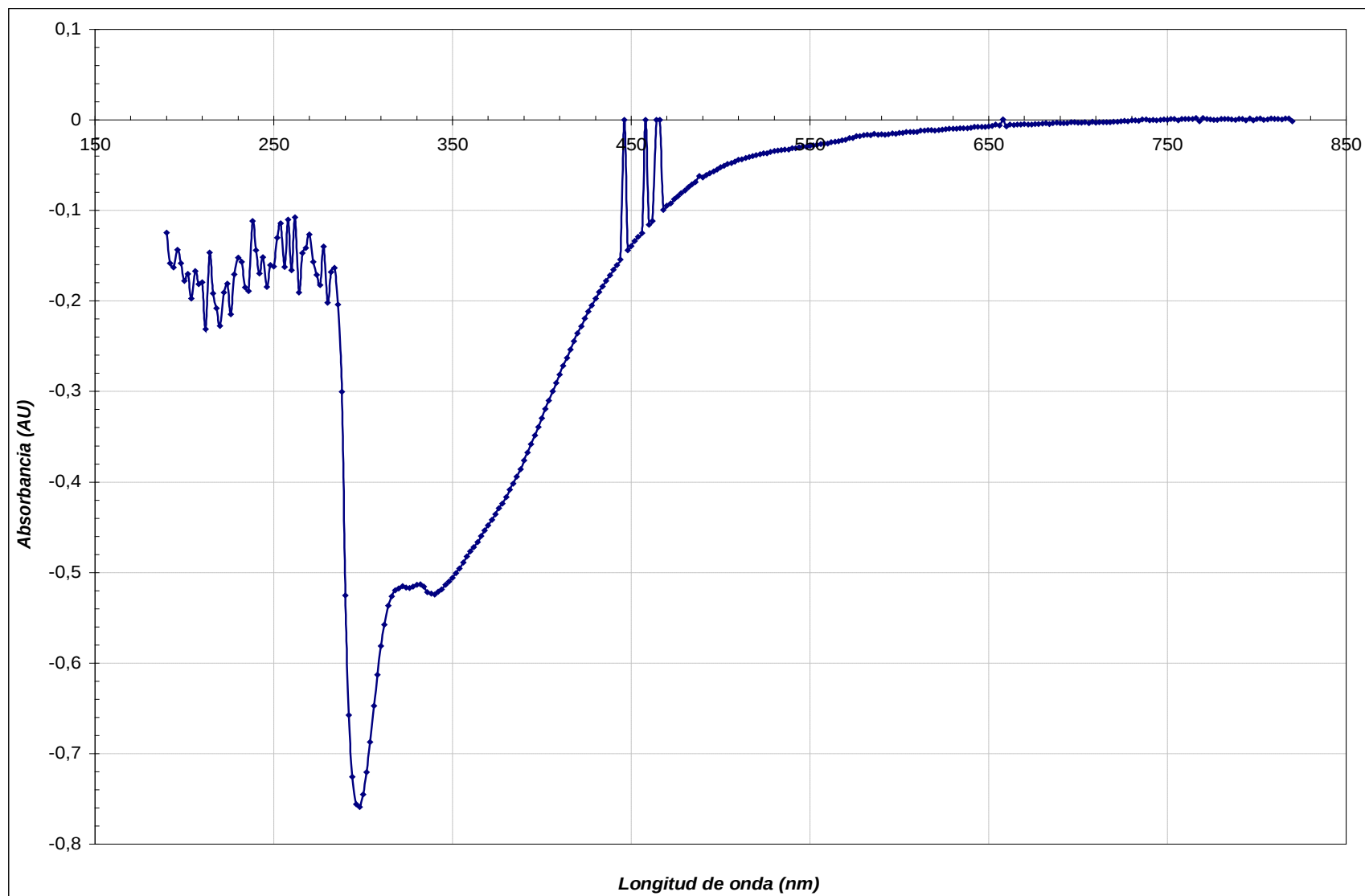


Figura A.1 Espectro obtenido de la solución patrón anhídrido acético- piridina a emplear durante el análisis calorimétrico.



Tabla A.15
Valores de absorbancia obtenidas de soluciones patrones de
ácido cítrico de concentración conocida

Concentración ácido cítrico patrón ($C_{\text{Patrón}} \pm 0,1$) ppm	Absorbancia ($\text{Abs} \pm 0,00001$) nm
1,0	-2,00870
5,0	-1,49880
8,0	-1,20410
10,0	-0,83107

Longitud de Onda: 285nm

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05)$ mmHg

Tabla A.16
Valores de absorbancia de muestras de ácido cítrico
obtenido en el proceso experimental

Ácido cítrico	Absorbancia ($\text{Abs} \pm 0,00001$) nm
10 %	-1,08020
15 %	-0,33519
20%	-1,10910
15 ₍₁₂₎ %	-0,30476

Longitud de Onda: 285nm

Temperatura ambiente: $(27,0 \pm 0,5) ^\circ\text{C}$

Presión ambiente: $(713,18 \pm 0,05)$ mmHg

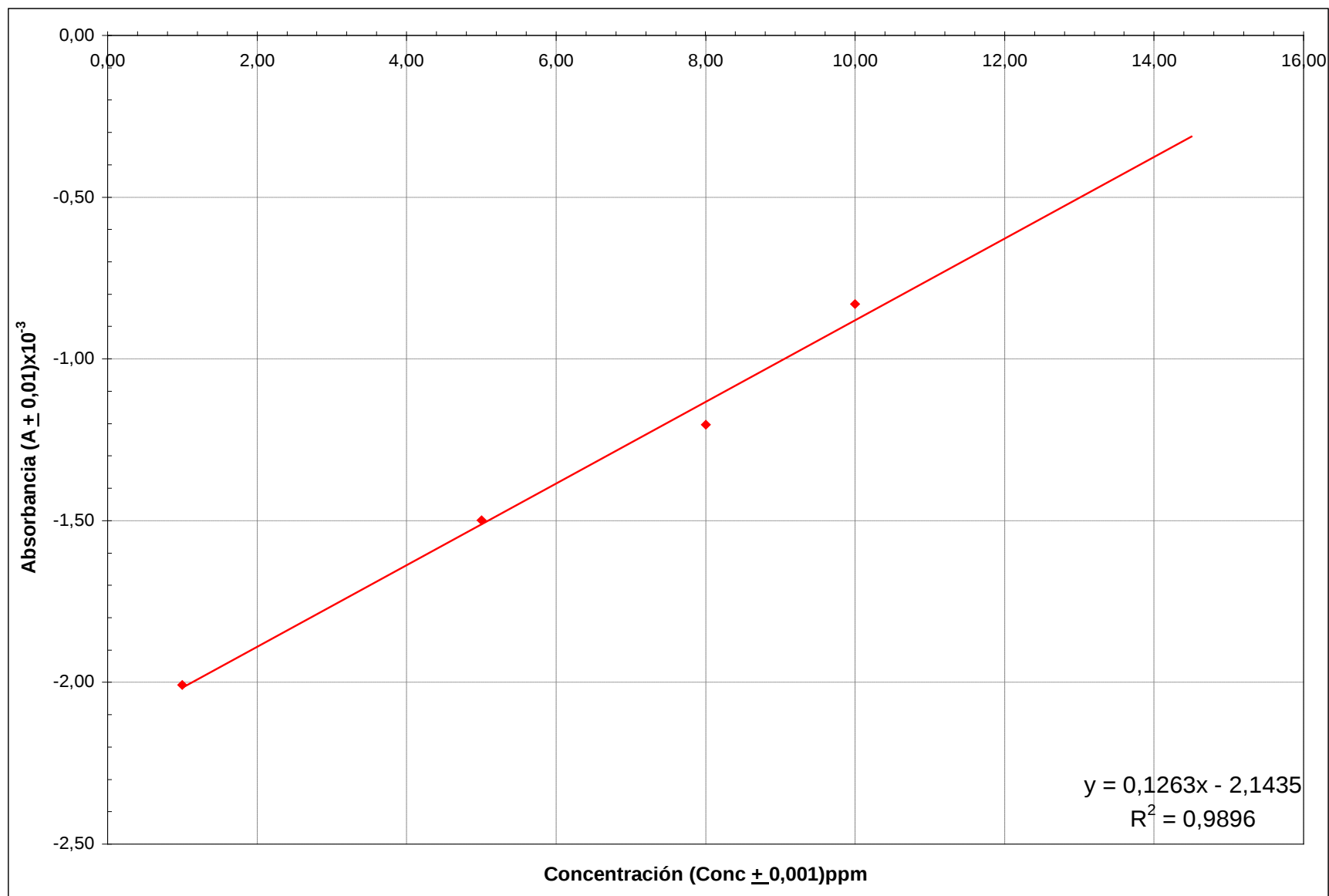


Figura A.2 Curva de calibración obtenida de las soluciones patrón a través del estudio espectrofotométrico.

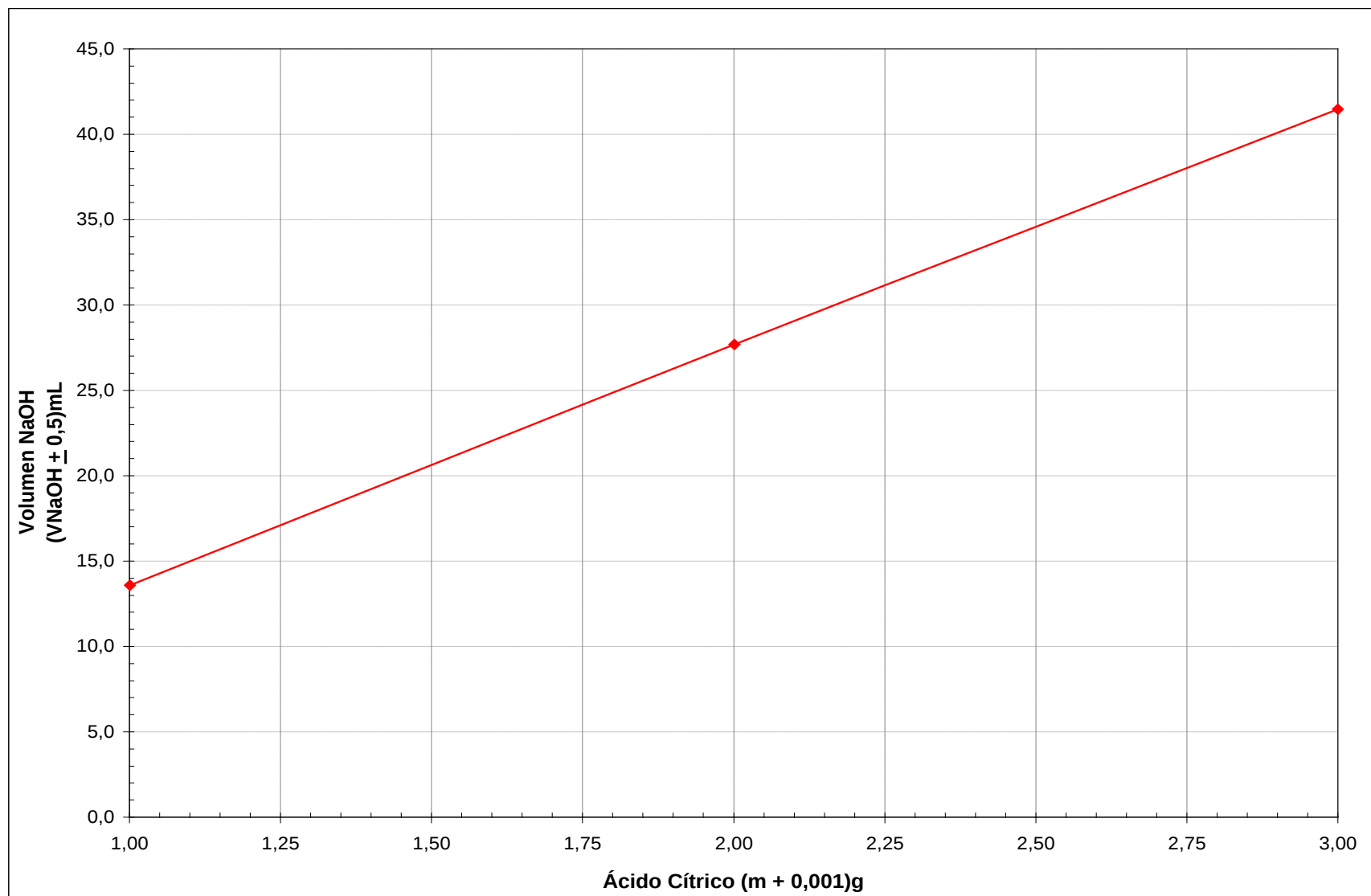


Figura A.3 Volumen de NaOH consumido como función de la cantidad de ácido cítrico presente en las muestras patrones de 1, 2 y 3%p/p.

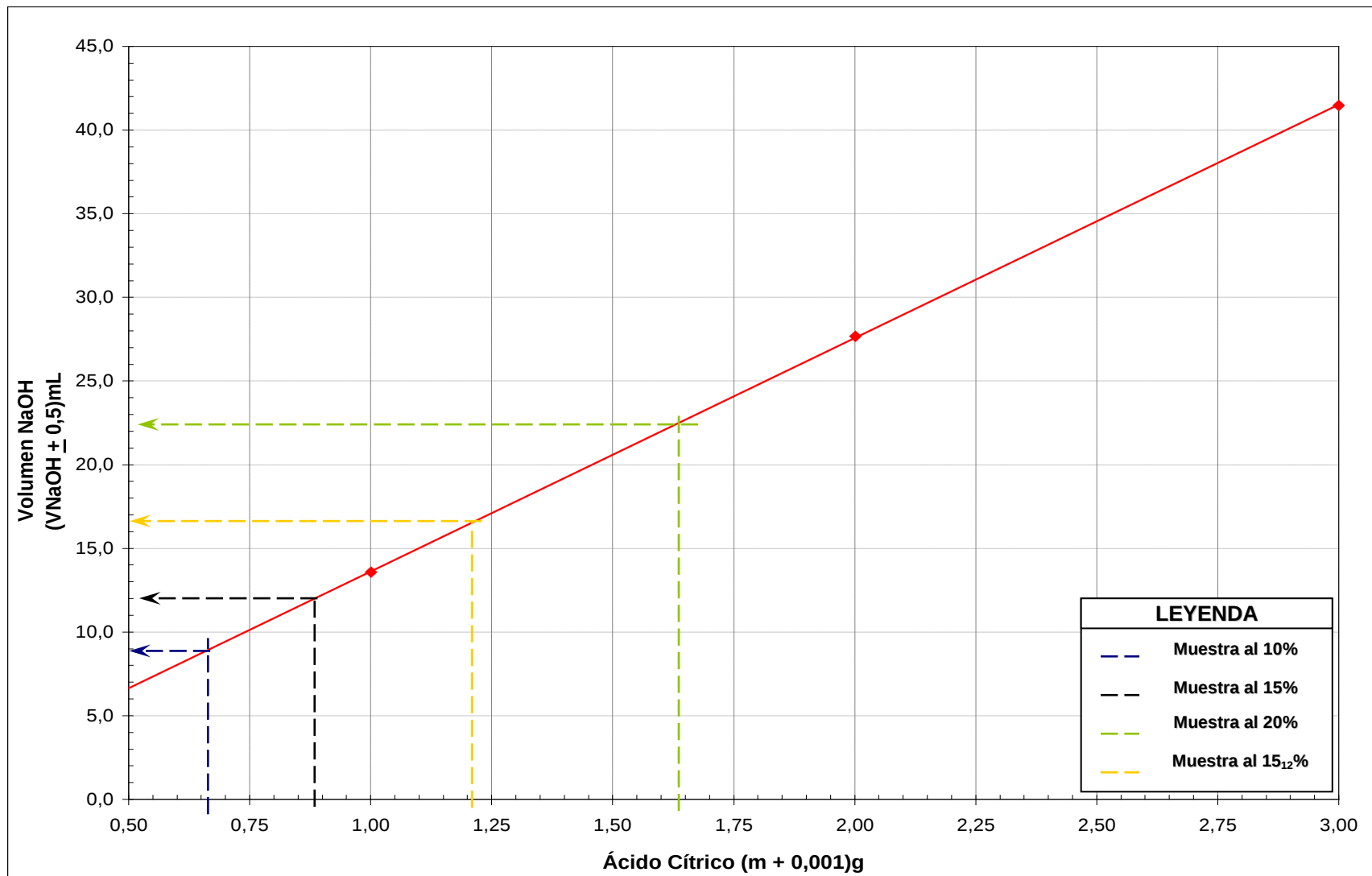


Figura A.4 Volumen teórico de NaOH consumido durante la titulación de las muestras obtenidas como resultado de la fermentación.



Cálculos típicos asociados al desarrollo del proceso experimental

Determinación de los Grados Brix (°Brix) de la Melaza de Caña Utilizada.

La determinación de los Grados Brix se realizó empleando la Norma Venezolana Covenin 924-83 **“Frutas y Productos Derivados. Determinación de Sólidos Solubles por Refractometría”**, específicamente, en su sección 4.1.2.1 “Jaleas de Frutas, almíbares, salsa de tomate y mermeladas”; dicha determinación de sólidos solubles se describe a continuación:

Preparación:

- 1) Se prepara una solución pesando 15 g de muestra perfectamente mezclada y se transfiere a un matraz aforado de 100 mL (ó 7,5 g en 50 mL). Se añade agua destilada y se calienta en baño maría si es necesario, en este caso, se controla la temperatura (70°C) para que la inversión de la sacarosa sea mínima.
- 2) Se enfría a 20°C, se diluye hasta el aforo con agua destilada, se agita y se transfieren 20 mL de la solución a un vaso de precipitado previamente tarado y se pesa para luego calcular la densidad.
- 3) Se filtra a través de algodón absorbente o papel de filtro.

Determinación:

- 4) Se hace circular agua a temperatura constante, preferiblemente a 20 °C, a través de la camisa del refractómetro.
- 5) Con una varilla de vidrio se coloca en el refractómetro una porción de la muestra previamente preparada.
- 6) Se debe esperar un minuto antes de realizar la lectura para que la temperatura de los prismas y de la muestra se iguale.
- 7) Se efectúa la lectura de °Brix directamente del refractómetro, y en caso de que no la muestre, se usa una tabla de calibración por índice de refracción.
- 8) Si la lectura se hace diferente a 20 °C, se corrige esta por la temperatura de referencia de 20 °C, usando las tablas adecuadas.



Expresión de los Resultados:

Como se hizo una dilución de 15 g de producto en 100 mL, se aplica la ecuación 4.1:

$$S_s = \frac{^{\circ}Brix}{(3)} = \frac{18,950g * 12,2}{(3)} = 77,06 ^{\circ}Brix$$

Para el análisis del contenido de azúcares de la melaza se realizaron dos determinaciones con diferentes masas de muestra con el fin de validar la precisión del método. Los datos de dichas determinaciones se muestran a continuación:

Tabla A.16
Determinación de °Brix de la melaza de caña.

Masa de Muestra (Mm ± 0,001)g	Volumen de la Dilución (Vd ± 0,5)mL	Volumen de Alícuota (Va ± 0,5)mL	Masa de la alícuota (Ma ± 0,001)g	°Brix del Refractómetro (S ± 0,05)°Brix	Sólidos Solubles (Ss ± 0,3)°Brix
7,582	50,0	10,0	18,950	12,2	77,1
15,010	100,0	20,0	18,396	12,4	76,0

Media de Ss = 76,6

El error experimental asociado se determina como:

$$\Delta S_s = \frac{\partial S_s}{\partial m} \Delta m + \frac{\partial S_s}{\partial S} \Delta S$$

$$\Delta S_s = \frac{S}{3} \Delta m + \frac{m}{3} \Delta S = \frac{12,4}{3} 0,001 + \frac{18,396}{3} 0,05$$

$$\Delta S_s = 0,31 \approx 0,3$$



Determinación de la masa teórica de la melaza a emplear

Se requiere preparar un litro de solución de 15g de azúcares partiendo de una melaza de caña cuya cantidad de azúcares contenida equivale al $(76,6 \pm 0,3) \%$. De este modo, despejando la ecuación 4.2:

$$m_{Slc} = \frac{m_{Sto}}{\% p / p} * 100$$

$$m_{Slc} = \frac{15g}{76,6} * 100 = 195,822 g$$

El error correspondiente se calcula como:

$$\Delta m_{Slc} = \frac{\partial m_{Slc}}{\partial m_{Sto}} \Delta m_{Sto} + \frac{\partial m_{Slc}}{\partial \% p / p} \Delta \% p / p$$

$$\Delta m_{Slc} = \frac{1}{\% p / p} \Delta m_{Sto} + \frac{m_{Sto}}{(\% p / p)^2} \Delta \% p / p$$

$$\Delta m_{Slc} = \frac{1}{76,6} 0,001 + \frac{15,000g}{(76,6)^2} 0,3 = 0,00089 \approx 0,001g$$

$$m_{Slc} = (195,822 \pm 0,001)g$$

Determinación de cantidad de productos y subproductos obtenidos.

Utilizando como ejemplo de cálculo, obtención del ácido cítrico una vez finalizado el proceso de purificación y la ecuación 4.3, se tiene:

$$m_{\text{ácido cítrico}} = 30,926g - 29,525g = 1,401g$$

El error asociado a ello es:

$$\Delta m_i = \frac{\partial m_i}{\partial m_{\text{solido}}} \Delta m_{\text{solido}} + \frac{\partial m_i}{\partial m_{\text{papel / Re cipiente}}} \Delta m_{\text{papel / Re cipiente}}$$



$$\Delta m_i = \Delta m_{\text{solido}} + \Delta m_{\text{papel / Recipiente}} = 0,001g + 0,001g = 0,002g$$

$$m_{\text{ácido cítrico}} = (1,401 \pm 0,021)g$$

Determinación de la desviación presente entre valores teóricos y experimentales.

La desviación presente entre la masa teórica de melaza de caña a emplear $(195,822 \pm 0,001)g$ y la masa experimental utilizada para la preparación del medio de cultivo $(196,058 \pm 0,002)g$, utilizando la ecuación 4.4, se expresa como:

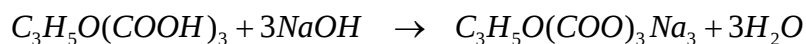
$$\%Desv = \frac{|195,822 - 196,058|g}{195,822g} * 100 = 0,12052$$

$$\Delta \%Desv = \frac{\partial \%Desv}{\partial Valor_{EXP}} \Delta Valor_{EXP}$$

$$\Delta \%Desv = \frac{1}{Valor_{TEO}} \Delta Valor_{EXP} * 100 = \frac{1}{195,822g} 0,002g * 100 = 0,001$$

$$\%Desv = (0,121 \pm 0,001) \%$$

Determinación del porcentaje de ácido cítrico en la muestra (titulación)



De acuerdo a la reacción dada y despejando la ecuación 4.6:

$$g \text{ Ácido} = V_{NaOH} * N_{NaOH} * P.E_{Acido} * Fc$$

Para la titulación se empleará una alícuota de 10mL de un volumen total de solución de 100 mL, por tanto el factor de corrección es:

$$Fc = \frac{Volumen \text{ total (mL)}}{Alícuota \text{ (mL)}} = \frac{100mL}{10mL} = 10 \quad (a.9)$$



Empleando la muestra sólida obtenida a partir de un medio de cultivo al 15% p/p de azúcares:

$$g \text{ Ácido} = 11,62 \times 10^{-3} L * 0,1067 \text{ equiv} / L * (213,13 / 3) g / \text{equiv} * 10$$

$$g \text{ Ácido} = 0,885 g$$

Calculando el error asociado:

$$\Delta g \text{ Ácido} = \frac{\partial g \text{ Ácido}}{\partial V_{NaOH}} \Delta V_{NaOH} + \frac{\partial g \text{ Ácido}}{\partial N_{NaOH}} \Delta N_{NaOH}$$

$$\Delta g \text{ Ácido} = (N_{NaOH} * P.E_{\text{Ácido}} * Fc) \Delta V_{NaOH} + (V_{NaOH} * P.E_{\text{Ácido}} * Fc) \Delta N_{NaOH}$$

$$\Delta g \text{ Ácido} = (0,1067 \text{ equiv} / L * (213,13 / 3) g / \text{equiv} * 10) 0,03 \times 10^{-3} L + \dots$$

$$(11,62 \times 10^{-3} L * (213,14 / 3) g / \text{equiv} * 10) 0,001 g / \text{equiv}$$

$$\Delta g \text{ Ácido} = 0,0105 g \approx 0,01 g$$

$$g \text{ Ácido} = (0,89 \pm 0,01) g$$

El porcentaje de ácido cítrico contenido de la muestra sólida obtenida es utilizando la expresión 4.2:

$$\% \text{ Ácido} = \frac{g_{\text{Ácido}}}{m_{\text{muestra}}} * 100 \quad (\text{a.10})$$

$$\% \text{ Ácido} = \frac{0,8806 g}{1,401 g} * 100 = 63,1481 \%$$

$$\Delta \% \text{ Ácido} = \frac{\partial \% \text{ Ácido}}{\partial g_{\text{Ácido}}} \Delta g_{\text{Ácido}} + \frac{\partial \% \text{ Ácido}}{\partial m_{\text{muestra}}} \Delta m_{\text{muestra}}$$

$$\Delta \% \text{ Ácido} = \frac{1}{m_{\text{muestra}}} \Delta g_{\text{Ácido}} + \frac{g_{\text{Ácido}}}{(m_{\text{muestra}})^2} \Delta m_{\text{muestra}}$$



$$\Delta\% \text{Acido} = \frac{1}{1,401g} 0,01g + \frac{0,88g}{(1,401g)^2} 0,002g = 0,0080 \approx 0,01$$

$$\% g \text{ Ácido} = (63,15 \pm 0,01) \%$$

La cantidad de NaOH teórica a consumir por la alícuota se estimó realizando una curva de calibración, para ello se emplearon soluciones de concentración 1, 2 y 3% p/p. El NaOH consumido por cada una de estas soluciones generó el siguiente modelo lineal:

$$y = 13,949x - 0,3289$$

Siendo “y” la cantidad de NaOH y “x” la cantidad de ácido cítrico en la muestra, se obtiene que la muestra con $(0,89 \pm 0,01)g$ de ácido cítrico en la muestra consume:

$$V_{NaOH} = 13,949 * 0,89 - 0,3289 = 12,012mL$$

Determinación del porcentaje de ácido cítrico en la muestra (Colorimetría)

La realización del ensayo por estudio espectrofotométrico consta primeramente de la preparación de una curva de calibración, las soluciones patrones se determinaron de la siguiente manera:

- Preparación de una solución madre de concentración 1000ppm

Despejando la ecuación 4.7, se determinan los gramos de ácido cítrico necesarios para preparar la solución:

$$gAcido = ppm * Volumen * \frac{1g}{1000mg}$$

$$gAcido = 1000mg / L * 100 \times 10^{-3} L * \frac{1g}{1000mg} = 0,1 g$$



- Preparación de soluciones de concentración 100,1, 5, 8 y 10ppm

Por dilución de la solución madre y despejando la ecuación 4.8:

$$V_M = \frac{V_D * C_D}{C_M}$$

$$V_M = \frac{100\text{mL} * 100\text{ ppm}}{1000\text{ ppm}} = 10\text{mL}$$

- Determinación de las concentraciones de las soluciones patrón

$$C_D = \frac{V_M * C_M}{V_D}$$

$$C_D = \frac{10\text{mL} * 100\text{ ppm}}{100\text{mL}} = 10\text{ ppm}$$

$$\Delta C_D = \frac{\partial C_D}{\partial V_M} \Delta V_M + \frac{\partial C_D}{\partial V_D} \Delta V_D + \frac{\partial C_D}{\partial C_M} \Delta C_M$$

$$\Delta C_D = \frac{C_M}{V_D} \Delta V_M + \frac{V_M}{V_D} \Delta C_M + \frac{V_M C_D}{V_D^2} \Delta V_D$$

$$\Delta C_D = \frac{100\text{ ppm}}{100\text{mL}} 0,02\text{mL} + \frac{100\text{ ppm}}{100\text{mL}} 0,08\text{mL} + \frac{10\text{mL} * 100\text{ ppm}}{(100\text{mL})^2} 0,08\text{mL} = 0,1\text{ ppm}$$

$$C_D = (10 \pm 0,1) \text{ ppm}$$



APÉNDICE B

MERCADO VENEZOLANO DE ÁCIDO CÍTRICO

Se presentan datos correspondientes las importaciones de ácido cítrico en Venezuela durante los últimos diez años, así como también la producción de caña de azúcar en el país y otros datos de interés referentes a este mercado.

B.1 Estimación del consumo de ácido cítrico en el país

La cantidad de kilogramos importados de ácido cítrico entre los años 1990 y 2001 presenta un evidente patrón que puede suponerse como una relación lineal. De allí, la ecuación de proyección de consumo presentará el modelo de línea recta:

$$y = mX + b,$$

donde “y” representa los kg importados y “x” el año, los parámetros “m” y “b” son determinados empleando el método de mínimos cuadrados (González de Clamens, 1992):

$$S_{xx} = \sum (x_i - \bar{x})^2 = \sum x_i^2 - (\sum x_i)^2 / N$$

$$S_{yy} = \sum (y_i - \bar{y})^2 = \sum y_i^2 - (\sum y_i)^2 / N$$

$$S_{xy} = \sum (x_i - \bar{x})(y_i - \bar{y}) = \sum x_i y_i - (\sum x_i \sum y_i) / N$$

Donde x_i y y_i son pares individuales de datos “x” y “y”, N es el número de pares de datos empleados para preparar la curva de proyección. Las variables “x” y “y” representan los valores medios:

$$\bar{x} = \sum x_i / N \quad ; \quad \bar{y} = \sum y_i / N$$

De allí los parámetros “m” y “b” se determinan respectivamente como:

$$m = S_{xy} / S_{xx} \quad b = \bar{y} - m\bar{x}$$



De esta manera, la ecuación es:

$$kg \text{ importados} = 124.01 \times 10^3 * \text{Año} - 244971 \times 10^3$$

B.2 Datos generales de mercado nacional

Tabla B.1
Importaciones de ácido cítrico en el año 1990

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	684.907	927.715,00	44.408.042,00
ALEMANIA, REP FEDERAL	28	71	3.594
BRASIL	175	297	12.821
COLOMBIA	681.53	918.470	43.989.175
ESTADOS UNIDOS	3.172	8.860	401.602
SUECIA	1	17	850

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 1990 (INE)

Tabla B.2
Importaciones de ácido cítrico en el año 1991

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	1.904.531	2.525.152	144.474.708
ALEMANIA, REP FEDERAL	933	1.497	90.170
BRASIL	174	123	7.213
COLOMBIA	1.652.947	2.234.744	127.503.736
CHINA-TAIWÁN(FORMOSA)	40.400	24.065	1.486.009
ESTADOS UNIDOS	141.303	150.173	8.540.884
HONG KONG	40.400	39.862	2.437.134
INDONESIA	18.072	19.201	1.067.603
ITALIA	10.300	55.485	3.341.836
SUECIA	2	2	123

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 1991 (INE)



Tabla B.3
Importaciones de ácido cítrico en el año 1992

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
-	2.128.210	3.339.441	227.487.755
ALEMANIA	75.123	70.296	5.064.675
BRASIL	2.798	43.074	2.926.738
COLOMBIA	1.684.445	2.740.014	186.852.914
CHINA-TAIWÁN(FORMOSA)	160.411	143.453	9.284.804
ECUADOR	169	107	8.324
ESPAÑA	12	58	3.946
ESTADOS UNIDOS	48.892	72.899	4.772.543
ITALIA	156.360	269.540	18.573.811

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 1992 (INE)

Tabla B.4
Importaciones de ácido cítrico en el año 1995

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
-	2.370.955	4.163.429	716.666.408
ALEMANIA	132.272	220.662	37.510.470
BRASIL	54	265	45.044
COLOMBIA	1.561.622	2.675.524	458.447.428
CHINA-TAIWÁN(FORMOSA)	307.860	431.781	73.402.745
ESTADOS UNIDOS	156.664	303.023	51.579.515
FRANCIA	289	1.791	454.351
HONG KONG	40.502	53.303	9.061.510
INDONESIA	100.736	161.700	27.489.000
ITALIA	10.426	225.150	43.336.098



Tabla B.4 (Continuación)
Importaciones de ácido cítrico en el año 1995

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
JAPÓN	20.112	32.810	5.577.700
PAÍSES BAJOS	40.400	57.409	9.759.496
PANAMÁ (EXC CANAL)	18	11	3.051

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 1995 (INE)

Tabla B.5
Importaciones de ácido cítrico en el año 2000

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
-	3.013.723	5.039.959	3.408.373.854
ALEMANIA	202.693	216.782	148.269.457
AUSTRIA	64.620	71.631	47.817.824
BÉLGICA	222.120	252.717	169.302.217
BRASIL	267.863	1.923.376	1.297.979.600
CANADÁ	650	2.238	1.555.759
CHILE	21.168	20.727	14.094.360
CHINA	593.769	637.998	433.014.224
COLOMBIA	930.380	1.183.077	803.612.601
COREA DEL SUR, REP.	12.000	24.288	15.864.214
ESTADOS UNIDOS	283.781	361.686	243.398.454
HONG KONG	43.084	41.243	28.239.432
ISRAEL	119.90	131.208	88.670.301
ITALIA	118.086	51.553	35.453.009
JAPÓN	37.067,00	36.965	25.161.565
MÉXICO	24,00	50	34.574



Tabla B.5 (Continuación)
Importaciones de ácido cítrico en el año 2000

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
PERÚ	21.210,00	24.150	16.349.550
REINO UNIDO	0,00	249	159.678
TAIWÁN(FORMOSA)	75.301,00	60.021	39.397.035

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 2000 (INE)

Tabla B.6
Importaciones de ácido cítrico en el año 2001

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	3.218.473	4.401.407	3.162.891.260
ALEMANIA	478.914	483.090	351.815.489
AUSTRIA	147.000	148.121	105.589.271
BÉLGICA	18.522	18.721	13.797.458
BRASIL	334.699	1.242.449	896.818.749
CANADÁ	34.510	131.623	95.186.377
CHINA	642.854	710.666	514.079.364
COLOMBIA	1.314.711	1.374.266	990.846.352
ESPAÑA	31.964	56.821	40.440.312
ESTADOS UNIDOS	108.057	126.037	90.006.372
IRLANDA	180	1.160	817.800
ISRAEL	42.000	49.122	35.303.991
ITALIA	20.050	12.217	9.074.505
MÉXICO	12	124	87.478
PAÍSES BAJOS	2.000	2.759	2.052.750
SUIZA	22.000	20.543	14.606
TAIWÁN(FORMOSA)	21.000,	23.688	16.960.386

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 2001(INE)



Tabla B.7
Importaciones de ácido cítrico en el año 2002

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	2.683.350	3.970.918	4.544.344.631
ALEMANIA	170.152	155.873	187.424.473
AUSTRIA	203.500	204.558	249.254.250
BÉLGICA	218.088	195.323	210.892.424
BRASIL	443.818	1.786.188	2.114.519.559
CANADÁ	87.000	99.496	128.838.525
CHINA	681.723	590.493	604.967.926
COLOMBIA	666.384	660.479	749.740.365
ESPAÑA	500	546	424.896
ESTADOS UNIDOS	67.388	166.415	177.627.923
ISRAEL	21.000	23.146	17.567.550
ITALIA	20.377	11.161	28.447.131
MÉXICO	20	228	267.069
PAÍSES BAJOS	59.400	55.038	42.104.040
TAIWÁN(FORMOSA)	44.000	21.974	32.268.500

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 2002 (INE)

Tabla B.8
Importaciones de ácido cítrico en el año 2003

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	2.313.078	2.891.876	4.636.606.261
ALEMANIA	62.059	58.252	93.267.629
ARGENTINA	3.952	675	1.080.000
AUSTRIA	126.000	119.700	191.520.000
BÉLGICA	10.000	6.223	9.956.000
BRASIL	412.507	1.100.461	1.760.737.641



Tabla B.8 (Continuación)
Importaciones de ácido cítrico en el año 2003

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
CANADÁ	126.286	112.901	180.641.280
CHINA	676.006	531.973	855.886.277
COLOMBIA	775.509	785.337	1.261.362.751
ESPAÑA	500	2.456	3.929.600
ESTADOS UNIDOS	70.244	136.315	218.093.739
ITALIA	10.000	8.050	12.880.000
MÉXICO	15	19	30.352
PANAMÁ(EXC CANAL)	18.000	13.454	21.524.992
SUIZA	22.000	16.060	25.696.000

Fuente: Anuario de Comercio Exterior 2003 (INE)

Tabla B.9
Importaciones de ácido cítrico en el año 2004

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	2.994.417	3.811.245	6860241000
ALEMANIA	105.599	110.333	
AUSTRIA	273.000	261.822	
BRASIL	504.613	1.265.762	
CHINA	1.067.801	961.564	
COLOMBIA	833.700	988.332	
COREA DEL SUR, REP.	66.000	71.280	
ESPAÑA	240	1.443	
ESTADOS UNIDOS	133.454	140.229	
ITALIA	10.000	10.400	
MÉXICO	10	80	

Fuente: Instituto Nacional de Estadística



Tabla B.10
Importaciones de ácido cítrico en el año 2005 (Enero – Junio)

País	Kilogramos Brutos	US Dólares	Bolívares
	1.753.998,00	2.191.032,00	4.710.718.800
ALEMANIA	724	4.038	
AUSTRIA	296.427	305.745	
BRASIL	123.026	407.365	
CHINA	803.018	820.213	
COLOMBIA	328.000	446.082	
ESPAÑA	92.745	83.874	
ESTADOS UNIDOS	110.058	123.715	

Fuente: Instituto Nacional de Estadística

Tabla B.11
**Producción nacional de caña de azúcar durante
el período 1992 - 2004**

Año	Miles TM
1992	7344
1993	7200
1994	6521
1995	6147
1996	6424
1997	6429
1998	8111
1999	8501
2000	8831
2001	8863
2002	8526
2003	9951
2004*	9832

Fuente: Confederación Nacional de Asociaciones de Productores Agropecuarios (FEDEAGRO)



Tabla B.12
Precio de venta de la melaza de caña de algunas asociaciones
cañicultoras de Venezuela

ASOCIACION	PRECIO (Bs/TM)
SOCARAGUA	80.000
SOCAVAYA	63.000
SOCAPORTUGUESA	65.000
ASOCUMANACOA	85.000
SOCATUR	35.700 *
ASOPROCA	90.000
APROCACOJEDES	61.000

*: Bs/pipa

Fuente: Federación de Asociaciones de Cañicultores de Venezuela (FESOCA)



APÉNDICE C

MODELOS MATEMÁTICOS Y CÁLCULOS DE DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

A continuación se presentan los modelos matemáticos y el método de cálculo empleado en el dimensionamiento de los equipos principales del proceso de producción.

C.1 ECUACIONES DE DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO

DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES

$$V_{FER} = \frac{m_{mezcla}}{\rho_{mezcla}} \quad (c.1) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

V_{FER} : Volumen del fermentador (m^3)

m_{mezcla} : Masa de la mezcla (kg)

ρ_{mezcla} : Densidad de la mezcla (kg / m^3)

Densidad de una mezcla

$$\rho_{mezcla} = \rho_i x_i + \rho_j x_j \quad (c.2) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

ρ_{mezcla} : Densidad de la mezcla (kg / m^3)

ρ_i : Densidad del componente i (kg / m^3)

ρ_j : Densidad del componente j (kg / m^3)

x_i : fracción másica del componente i (adim)

x_{ij} : fracción másica del componente j (adim)



Volumen de una mezcla

$$V_{mezcla} = \frac{m_{mezcla}}{\rho_{mezcla}} \quad (c.3) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Volumen de un cilindro

$$V_{cil} = 1/4 \pi D^2 L \quad (c.4) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

D: Diámetro del tanque (m)

L: Longitud del tanque (m)

Volumen de un cono

$$V_{cono} = 1/12 \pi D^2 L \quad (c.5) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Velocidad de transferencia de calor

$$q_T = U A_j \Delta T \quad (c.6) \quad (\text{Silla, 2003})$$

Donde:

q_T : Velocidad de transferencia de calor (kJ/s)

ΔT : Diferencia de temperatura en la entrada y la temperatura de reacción (°C)

U: Coeficiente global de transferencia ()

A_j : Área de transferencia de calor de la chaqueta/ serpentín (m²)

Área de la chaqueta/ serpentín

$$A_j = 4,6 V^{2/3} \quad (c.7) \quad (\text{Silla, 2003})$$



Diámetro del impulsor del equipo

$$\frac{D}{D_{imp}} = K \quad (c.8) \quad (\text{Cheremisinoff, N., 2000})$$

Donde:

D_{imp} : Diámetro del impulsor (m)

K: Constante según tipo de impulsor.

Ancho de las paletas

$$L_{PAL} = 0,25.D_{imp} \quad (c.9) \quad (\text{Cheremisinoff, N., 2000})$$

Altura del impulsor

$$\frac{h_{imp}}{D_{imp}} = K_2 \quad (c.10) \quad (\text{Cheremisinoff, N., 2000})$$

Donde:

h_{imp} : Altura del impulsor (m)

K_2 : Constante según tipo de impulsor.

Potencia del impulsor

$$P = \frac{K_3 \rho_{mezcla} n^3 D_{imp}^5}{g} \quad (c.11) \quad (\text{Cheremisinoff, N., 2000})$$

Donde:

P: Potencia (hp)

n: velocidad del impulsor (s^{-1})

g: Constante de gravedad (m/s^2).

K_3 : Constante según tipo de impulsor.



Potencia suministrada

$$P_s = \frac{P}{0,75} \quad (\text{c.12}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO

Determinación del volumen de secado

$$V_{SEC} = \frac{t_R \cdot \dot{m}_{SOLID}}{\rho_{SOLID} \cdot f} \quad (\text{c.13}) \quad (\text{Wallas , 1990})$$

Donde:

V_{SEC} : Volumen del secado (m^3).

$\dot{m}_{SOLID}$: Flujo másico del sólido (kg/s)

t_R : Tiempo de residencia (s)

ρ_{SOLID} : Densidad del sólido (kg/m^3).

f : Porcentaje de ocupación del área de la sección transversal (%)

Determinación del diámetro del secador

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{SEC}}{\pi \cdot L}} \quad (\text{c.14}) \quad (\text{Wallas , 1990})$$

Donde:

D : Diámetro del secador (m)

L : Longitud del Secador (m)

Flujo de aire suministrado al secador

$$\dot{m}_{aire} = G_{aire} (1/4\pi D^2) \quad (\text{c.15}) \quad (\text{Wallas, 1990})$$



Donde:

m_{aire} : Flujo másico de aire (kg/s)

G_{aire} : Velocidad másica del aire (kg / m².s)

Velocidad de transferencia de calor

$$q_T = 0,125 \pi D L G_{\text{aire}}^{0,65} \Delta T \quad (\text{c.16}) \quad (\text{McCabe, 2002})$$

Donde:

q_T : Velocidad de transferencia de calor (W)

ΔT : Diferencia de temperatura en la entrada y salida del secador (°C)

DISEÑO DE UN EQUIPO DE FILTRADO ROTATORIO

Área de filtrado

$$A_F = \frac{(1-n) \alpha \mu_{LIQ} \rho_F V_F^2}{2 t_F \Delta P} \quad (\text{c.17}) \quad (\text{Silla, 2003})$$

Donde:

n : Velocidad del tambor

α : Resistencia específica de la torta (m/kg)

μ : Viscosidad del líquido filtrante (Pa.s)

ρ : Densidad del filtrado (kg/m³)

V_F : Volumen del filtrado (m³)

Tiempo de filtrado

$$t_F = \text{Área}_{\text{sumergida}} * t_c \quad (\text{c.18}) \quad (\text{Silla, 2003})$$

Donde:

Área : Porcentaje del área sumergida del tambor (%).

t_c : Tiempo de ciclo (s).



Volumen del filtrado

$$V_F = V_i \cdot t_F \quad (\text{c.19}) \quad (\text{Silla, 2003})$$

V_i : Volumen de líquido a filtrar (m^3)

Área total del tambor

$$A_T = \frac{A_F}{\text{Area}_{\text{sumergida}}} \quad (\text{c.20}) \quad (\text{Silla, 2003})$$

DISEÑO DE UNA CENTRÍFUGA POR SEDIMENTACIÓN

Flujo volumétrico del equipo centrífugo

$$Q = 2 * v_g * \Sigma \quad (\text{c.21}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

v_g = velocidad Terminal de sedimentación (función del tipo de partícula)

Σ = factor de escalamiento (característico del cada tipo de centrífuga)

Velocidad de sedimentación

$$v_g = D_p^2 * \frac{(\rho_p - \rho) * g}{18 * \mu} \quad (\text{c.22}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

D_p = diámetro medio del tipo de partícula

ρ_p = densidad de la partícula

ρ = densidad del liquido

g = aceleración de la gravedad

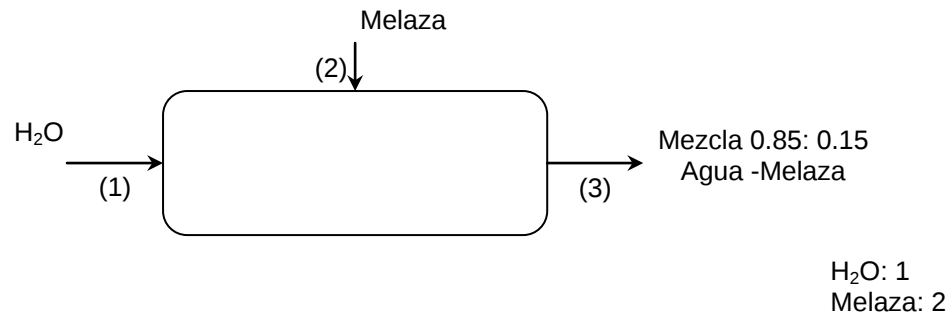
μ = viscosidad del liquido



C.2 BALANCE DE MASA INVOLUCRADOS EN EL PROCESO DE PRODUCCIÓN

A continuación se presentan los cálculos y ecuaciones empleados durante el dimensionamiento de los equipos principales que conformarán el proceso de producción

Mezclado



Balance de masa:

$$\begin{aligned} m_3 &= m_1 + m_2 \\ m_1 - m_3 x_{13} &= 0 \\ m_2 - m_3 x_{23} &= 0 \end{aligned}$$

Tomando una conversión de 0.8 de azúcares y conociendo que la producción diaria es de 6,97TM, la cantidad de azúcares presentes en la melaza para lograr dicha producción es de:

$$m_{\text{azúcares}} = \frac{m_{\text{producto}}}{\% \text{Conversión}} = \frac{6,97 \text{ TM} / \text{día}}{0,80} = 8,71 \text{ TM} / \text{día de azúcares}$$

La melaza de caña proveniente del central azucarero “El Palmar” es generada con un valor de grados Brix superior a 85, lo cual indica una relación de azúcares equivalente a 85g por cada 100 de melaza. De esta manera se determina la cantidad de melaza necesaria para proveer las 8,71 TM de azúcares:

$$m_{\text{Melaza}} = \frac{m_{\text{azúcares}}}{^{\circ} \text{Brix}} = \frac{8,71 \text{ TM} / \text{día}}{0,85} = 10,24 \text{ TM} / \text{Día melaza de caña}$$



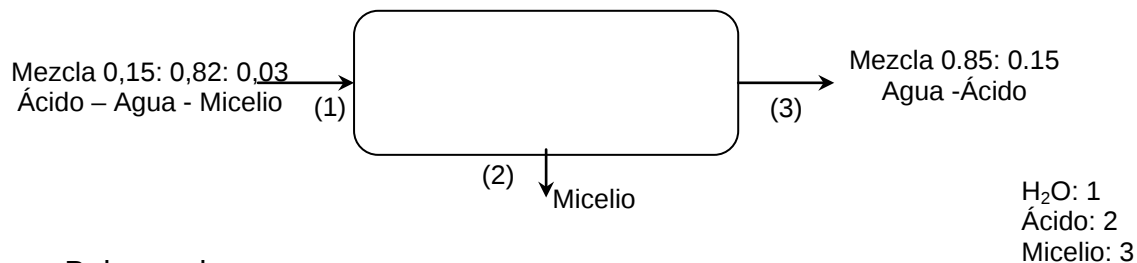
Conociendo el flujo de melaza necesario, se encuentra la cantidad de agua necesaria para lograr una relación del mezclado agua-melaza igual a 0,85:0,15 respectivamente:

Despejando m_3 de la ecuación del balance de masa, tenemos:

$$m_3 = \frac{m_2}{x_{23}} = \frac{8,71 \text{ TM} / \text{día}}{0,15} = 58,06 \text{ TM} / \text{día}$$

Estableciendo un número de lotes diarios igual a cuatro, se procesará una cantidad de 14,52 TM de mezcla para obtener 1,74 TM de ácido cítrico por cada uno de ellos.

Filtrado



Balance de masa:

$$m_1 - m_2 - m_3 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} - m_3 x_{13} = 0$$

$$\text{Ácido} : m_2 x_{21} - m_3 x_{23} = 0$$

$$\text{Micelio} : m_2 x_{31} - m_2 = 0$$

Experimentalmente se obtuvo una relación de formación de 3,1g de micelio por cada kilogramo de medio de cultivo. De allí, se estima una generación del mismo en el proceso de unos aproximadamente 5,40 kg micelio / lote de producción

$$m_1 - m_2 - m_3 = 0 \Rightarrow 15,06 - 0,54 - m_3 = 0$$

$$m_3 = 14,52 \text{ TM} / \text{lote}$$



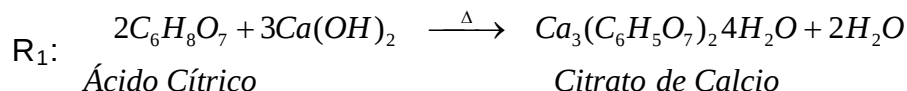
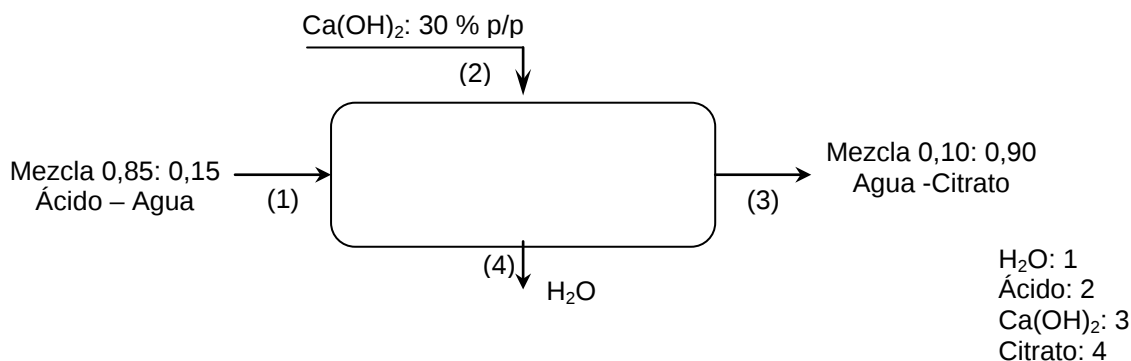
$$H_2O : m_{13} = m_3 x_{13} \Rightarrow m_{13} = 14,52(0,85)$$

$$m_{13} = 12,80 \text{ TM / lote}$$

$$\text{Ácido} : m_{21} = m_3 x_{23} \Rightarrow m_{21} = 14,52(0,15)$$

$$m_{23} = 2,18 \text{ TM / lote}$$

Precipitación



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 - m_4 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_4 + 2.R_1 PM_1 = 0$$

$$\text{Ácido} : m_1 x_{21} - 2.R_1 PM_2 = 0$$

$$Ca(OH)_2 : m_2 x_{32} - 3.R_1 PM_3 = 0$$

$$\text{Citrato} : m_3 x_{43} + 3.R_1 PM_4 = 0$$

La estequiometría refleja una relación de obtención de 1,48 TM de citrato por cada tonelada de ácido cítrico. Tomando dicha relación como base, se estima una obtención de citrato de aproximadamente 2,58 TM / lote de producción. Además, datos bibliográficos reflejan un consumo de 579 kg de $Ca(OH)_2$ por tonelada de ácido cítrico, es decir, el proceso requerirá de 1,01 TM $Ca(OH)_2$ / Lote.

De esta manera, se obtiene:

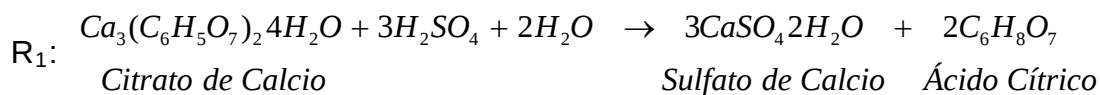
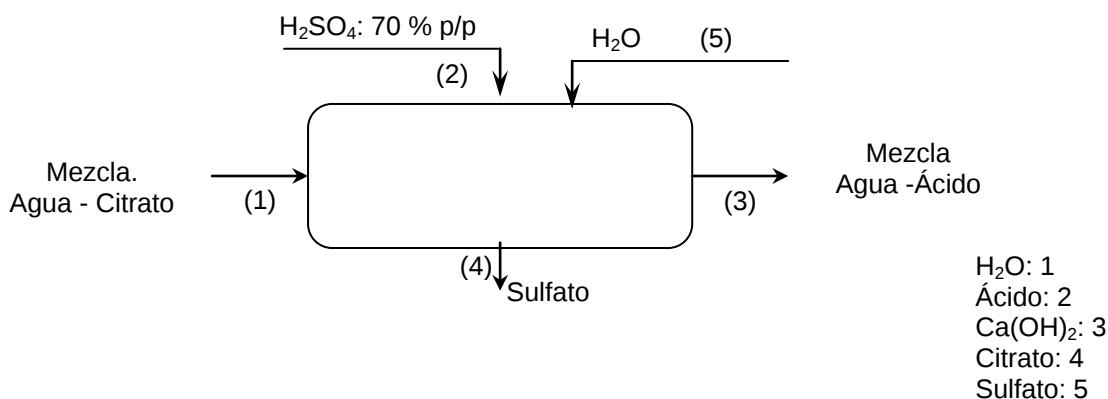


$$\text{Ácido : } m_1 x_{21} - 2.R_1 PM_2 = 0$$

$$R_1 = \frac{m_1 x_{21}}{2.PM_2} = \frac{174 \text{ TM}}{2(192,14)} = 4.53 \times 10^{-3}$$

$$m_1 + m_2 - m_3 - m_4 = 0 \Rightarrow 14,52 + 3,37 - 2,87 - m_4 = 0 \Rightarrow m_4 = 15,02 \text{ TM}$$

Recuperación



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 - m_4 + m_5 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_3 x_{13} - 2.R_1 PM_1 + m_5 x_{15} = 0$$

$$\text{Ácido : } m_3 x_{23} - 2.R_1 PM_2 = 0$$

$$H_2SO_4 : m_2 x_{32} - 3.R_1 PM_3 = 0$$

$$\text{Citrato : } m_1 x_{31} - 2.R_1 PM_4 = 0$$

$$\text{Sulfato : } m_4 + 0,75 \times 3.R_1 PM_5 = 0$$

La obtención de sulfato de calcio presenta una conversión de 0,75; la cantidad del mismo por cada tonelada de ácido cítrico producido es 1. De esta manera, se obtiene:

$$\text{Ácido : } m_3 x_{23} - 2.R_1 PM_2 = 0$$



$$R_1 = \frac{m_3 x_{23}}{2.PM_2} = \frac{174 \text{ TM}}{2(192,14)} = 4.53 \times 10^{-3}$$

$$m_1 + m_2 - m_3 - m_4 + m_5 = 0$$

$$2,87 + 1,9 - 11,6 - 1,74 + m_5 = 0 \Rightarrow m_5 = 8,57 \text{ TM / Lote}$$

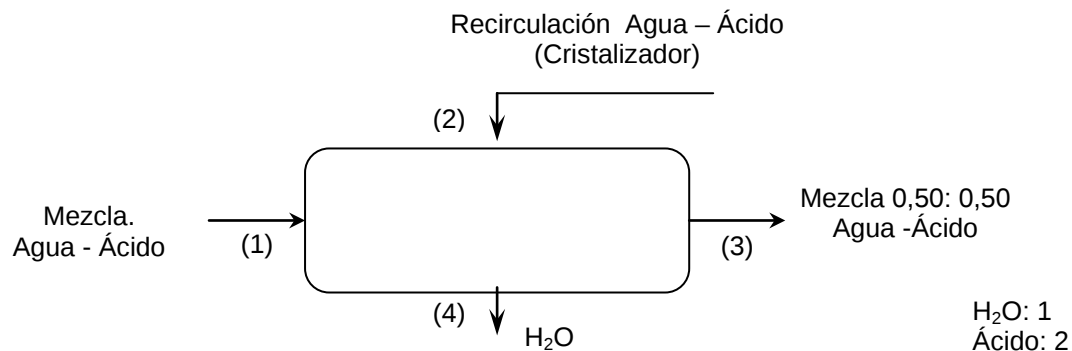
$$m_{21} = m_1 x_{31}$$

$$x_{21} = \frac{m_{21}}{m_1} = \frac{2,58 \text{ TM / lote}}{2,87 \text{ TM / lote}} = 0,899$$

Por tanto:

$$m_{11} = m_1 x_{11} = 2,87 \text{ TM / lote } (0,10) = 2,287 \text{ TM / lote}$$

Evaporación



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 - m_4 = 0$$

$$H_2O: m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_3 x_{13} - m_4 = 0$$

$$\text{Ácido: } m_1 x_{21} + m_2 x_{22} - m_3 x_{23} = 0$$

Conociendo que la recirculación proveniente del cristalizador contiene disuelto 0,192 TM de ácido cítrico, tenemos:

$$\text{Ácido: } 1,74 + 0,192 - m_3 x_{23} = 0$$

$$m_3 x_{23} = 1,932 \text{ TM / lote}$$

La salida del evaporador representa una relación 50:50 de la solución:



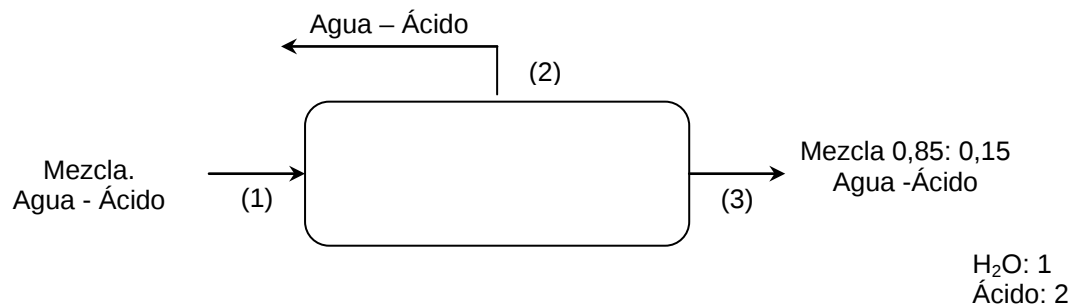
$$m_3 x_{23} = m_3 x_{13} = 1,932 \text{ TM / lote} \Rightarrow m_3 = 2 \cdot m_3 x_{23} = 3,864 \text{ TM / lote}$$

De allí, la cantidad necesaria de agua a evaporar es:

$$H_2O : 9,86 - 1,622 - 1,932 - m_4 = 0$$

$$m_4 = 9,55 \text{ TM}$$

Cristalización



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_3 x_{13} = 0$$

$$\text{Ácido} : m_1 x_{21} + m_2 x_{22} - m_3 x_{23} = 0$$

Conociendo que la relación ácido agua a la salida del cristalizador es 0,85:015 y contiene 1,74 TM de ácido cítrico:

$$\text{Ácido} : 1,932 - 1,74 - m_3 x_{23} = 0$$

$$m_3 x_{23} = 0,192 \text{ TM / lote}$$

$$H_2O : 1,932 + 0,31 - m_3 x_{13} = 0$$

$$m_3 x_{13} = 1,622 \text{ TM / lote}$$



Centrifugación



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_3 = 0$$

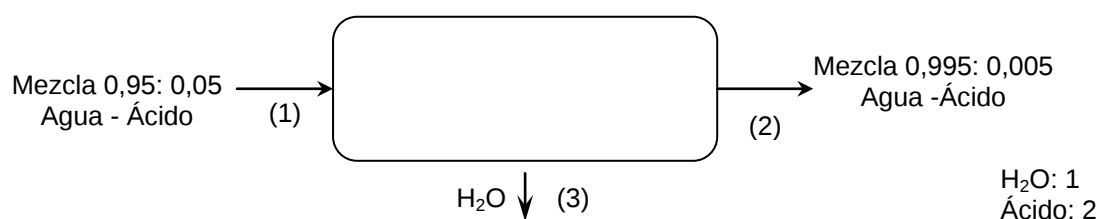
$$\text{Ácido} : m_1 x_{21} + m_2 x_{12} = 0$$

La cantidad de agua a eliminar el equipo centrífugo:

$$H_2O : 0,31 + 0,09 - m_3 = 0$$

$$m_3 = 0,22 \text{ TM / lote}$$

Secado



Balance de masa:

$$m_1 + m_2 - m_3 = 0$$

$$H_2O : m_1 x_{11} + m_2 x_{12} - m_3 = 0$$

$$\text{Ácido} : m_1 x_{21} + m_2 x_{12} = 0$$

La cantidad de agua a eliminar durante el proceso de secado:

$$H_2O : 0,09 - 0,01 - m_3 = 0$$

$$m_3 = 0,08 \text{ TM / lote}$$



C.3 CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Tanque de fermentación

El volumen de medio de cultivo a emplear se determina por (c.1) y (c.2)

$$\rho_{mezcla} = 1450 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot (0,15) + 995,67 \text{ kg} / \text{m}^3 (0,85)$$

$$\rho_{mezcla} = 1063,82 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$V_{mezcla} = \frac{58,02 \text{ TM}}{1063,82 \text{ kg} / \text{m}^3} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ TM}}$$

$$V_{mezcla} = 54,54 \text{ m}^3 = 14,409,28 \text{ gal}$$

Empleando la tabla de dimensiones estándares (tabla C.1), tenemos:

$$V_{Tang} = 15000 \text{ gal} \quad D_{int} = 150 \text{ in } (3,81\text{m}) \quad L = 190 \text{ in } (4,82\text{m})$$

A partir de la ecuación c.7, se estima el área de transferencia necesaria para el serpentín:

$$A_j = 4,6 (58,02 \text{ m}^3)^{2/3} \Rightarrow A_j = 68,94 \text{ m}^2 = 741,69 \text{ ft}^2$$

La velocidad de transferencia de calor (c.6) tomando un valor de $U_o = 80 \text{ BTU/h}^\circ\text{F-ft}^2$ (Tabla C.2), para una solución acuosa y agua de enfriamiento circulando en el serpentín:

$$q_T = 80 \text{ BTU} / \text{h}^\circ\text{F ft}^2 (741,69 \text{ ft}^2) (30 - 27)^\circ\text{C} * 1,8 \Delta^\circ\text{F}$$

$$q_T = 178006,25 \text{ BTU} / \text{h} = 52,17 \text{ KW}$$

Para el dimensionamiento del agitador de fermentador se emplea la tabla C.4, seleccionando un impulsor tipo I se tiene (c.8):



$$\frac{D}{D_{iimp}} = 3 \Rightarrow D_{iimp} = \frac{D_i}{3} = \frac{3,81m}{3} \Rightarrow D_{iimp} = 1,27 m$$

Utilizando c.9 se obtiene el ancho de las paletas del impulsor

$$L_{PAL} = 0,25(1,27 m) \Rightarrow L_{PAL} = 0,32 m$$

La altura del mismo viene dada por c.10:

$$\frac{h_{imp}}{D_{iimp}} = 1.3 \Rightarrow h_{imp} = 1,3D_{iimp} = 1,3(1,27m) \Rightarrow h_{imp} = 1,65 m$$

Potencia del impulsor

$$P = \frac{4(1063,82 kg / m^3)(0,4s^{-1})^3(1,27m)^5}{9,82m / s^2}$$

$$P = 302,01kg.m / s = 3,97HP \approx 4 HP$$

Utilizando c.12, tenemos:

$$P_s = \frac{4HP}{0,75} \Rightarrow P_s = 5,33HP$$

Tanques de precipitación y recuperación:

$$V_{mezcla} = \frac{13,34 TM}{1014,33 kg / m^3} \cdot \frac{1000 kg}{1 TM}$$

$$V_{mezcla} = 13,15 m^3 = 3474,23 gal$$

Tanto el tanque de precipitación como el de recuperación son de tipo fondo cónico, por lo que el volumen de los mismos es:

$$V = V_{cil} + V_{cono}$$



La sección cónica del reactor debe tener un volumen igual o mayor al volumen del sulfato de calcio o citrato de calcio producido, según sea el caso. Dichos volúmenes son aproximadamente $0,75 \text{ m}^3$ y $1,47 \text{ m}^3$ respectivamente

Realizando las iteraciones correspondientes y tomando un los volúmenes del precipitado con un 10% de exceso, los valores respectivos de diámetro y altura para el tanque de precipitado (TQP) y de recuperación (TQR) son:

$$V_{TQR} = 14,47 \text{ m}^3 \text{ (utilizando un 10\% sobrediseño)}$$

$$D_{TQR} = 2 \text{ m} \quad h_{\text{cilindro}} = 4,34 \text{ m} \quad h_{\text{cono}} = 0,79 \text{ m}$$

$$V_{TQP} = 9,43 \text{ m}^3 \text{ (utilizando un 10\% sobrediseño)}$$

$$D_{TQP} = 2 \text{ m} \quad h_{\text{cilindro}} = 2,49 \text{ m} \quad h_{\text{cono}} = 1,54 \text{ m}$$

Filtro Rotatorio:

Por el filtro circulan alrededor de unas 14,52 TM de solución, el volumen de la mezcla se determina a partir de (c.2) y (c.3) como:

$$\rho_{\text{mezcla}} = 1450 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot (0,15)_i + 995,67 \text{ kg} / \text{m}^3 (0,82) + 4,495 \text{ kg} / \text{m}^3 (0,03)$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = 1034,08 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$V_{\text{mezcla}} = \frac{14,52 \text{ TM}}{1034,08 \text{ kg} / \text{m}^3} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ TM}}$$

$$V_{\text{mezcla}} = 14,04 \text{ m}^3$$

El tiempo de filtrado viene dado por (c.18):

$$t_F = 37,5\% * 30 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} = 675 \text{ s}$$



El volumen de filtrado se expresa (c.19):

$$V_F = 14,52 \text{ m}^3 / \text{lote} \cdot \frac{\text{lote}}{8h} (675 \text{ s}) \frac{1h}{3600s} = 0,340 \text{ m}^3$$

La relación de sólidos presentes es igual a 155,16 kg/m³

Empleando (c.17) se determina el área requerida para el filtrado. Tomando una caída de presión igual a 300 mmHg (el rango es de 200-500 mmHg, McCabe) y un valor de “n” igual a 0,3:

$$A_F = \frac{(1-0,3)7,95 \times 10^{10} \text{ m} / \text{kg} \cdot 0,801 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} * 155,16 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot (0,34 \text{ m}^3)^2}{2(675 \text{ s}) \cdot 3,98 \times 10^4 \text{ Pa}}$$

$$A_F^2 = 14,88 \text{ m}^4 \Rightarrow A_F = 3,86 \text{ m}^2$$

El área total del tambor es (c.19):

$$A_T = \frac{3,86 \text{ m}^2}{0,375} \Rightarrow A_T = 10,29 \text{ m}^2 (110,67 \text{ ft}^2)$$

A partir de la tabla C.6 de filtros estándares se establece:

$$A_T = 150 \text{ ft}^2 (13,94 \text{ m}^2) \quad L = 6 \text{ ft} (1,83 \text{ m})$$

Lo cual implica un sobrediseño de aproximadamente un 14%

Centrífuga:

La velocidad de sedimentación de los cristales viene dada por:

$$v_g = (0,833 \times 10^{-5} \text{ m})^2 * \frac{(1540 \text{ kg} / \text{m}^3 - 995,67 \text{ kg} / \text{m}^3) * 9,807 \text{ m} / \text{s}^2}{18 * 0,801 \times 10^{-3} \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{s}}$$

$$v_g = 30,88 \text{ m} / \text{s}$$



El valor de Σ es una relación del área del que dispone una centrífuga determinada para que se efectúe el proceso de sedimentación de los cuerpos sólidos; dicho valor, es un parámetro característico del diseño, y viene dado despejando la ecuación c.21:

$$\Sigma = \frac{Q}{2v_g} = \frac{0,3225 \text{ m}^3 / \text{h}}{2(30,88 \text{ m} / \text{s} \times 3600 \text{ s})} = 1,45 \times 10^{-6} \text{ m}^2 = 1,56 \times 10^{-5} \text{ ft}^2$$

Con dicho valor y las tablas C.7 y C.8, se establecen las especificaciones de la centrífuga.

La centrífuga presentara un número de 33 discos de diámetro igual a 4,1 in (0,10m) , un diámetro de tazón de 7 in (0,17m), velocidad de 12000 rpm y motor de 1/3 HP.

Secador:

Empleando la ecuación c.13

$$V_{SEC} = \frac{1800 \text{ s} (217,5 \text{ kg} / \text{h} \times (3600 \text{ s})^{-1})}{1,294 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot 0,08}$$

$$V_{SEC} = 1,05 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del secador, tomando en cuenta que la relación L/D en un secador se encuentra en un rango de (4 – 10), se determinan rearrreglando la ecuación c.14 con L = 6D

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(1,05 \text{ m}^3)}{3\pi}} \Rightarrow D = 0,60 \text{ m}$$

$$L = 6D = 6(0,60 \text{ m}) \Rightarrow L = 3,64 \text{ m}$$

En el secador circulara un flujo de aire igual a:

$$\dot{m}_{aire} = 1,36 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s} (1 / 4\pi (0,60 \text{ m})^2) \Rightarrow \dot{m}_{aire} = 0,38 \text{ kg} / \text{s}$$



La transferencia de calor generada:

$$q_T = 0,125 \pi (0,60m) \cdot 3,64m (1,36kg / m^2 \cdot s)^{0,65} 100^\circ C \Rightarrow q_T = 105,39W$$

C.3 TABLAS Y NOMOGRAMAS DE PARÁMETROS DE EQUIPOS

Tabla C.1

Capacidad y dimensiones estándares de tanques

Nominal Capacity (US Gallons)	Inside Diameter (Inches)	Sidewall Height (Inches)	Actual Volume (US Gallons)
25	19	19	27
50	25	24	58
75	26	36	90
100	29	36	113
150	34	36	157
200	39	36	208
250	40	48	285
300	42	48	315
350	44.5	48	355
400	47.5	48	406
450	46	60	466
500	48	60	509
550	50	60	553
600	53	60	624
650	54.5	60	660
700	56.5	60	711
750	58	60	751
800	60	60	805
850	62	60	861
450	46	60	466
900	59	72	920
950	60	72	952
1000	64	72	1087
1500	76	72	1549
2000	86	72	2000
3000	96	96	3251
4000	100	120	4352



Tabla C.1 (Continuación)
Capacidad y dimensiones estándares de tanques

Nominal Capacity (US Gallons)	Inside Diameter (Inches)	Sidewall Height (Inches)	Actual Volume (US Gallons)
5000	112	120	5495
6000	121	120	6444
8000	130	144	8795
10000	144	144	10860
12000	150	144	12002
15000	150	190	15597
17000	150	214	17433
20000	156	238	20875
25000	156	286	25108
30000	156	357	30983

Fuente: Silla (2003)

Tabla C.2
Coefficientes de transferencia de calor en tanques agitados (STR)

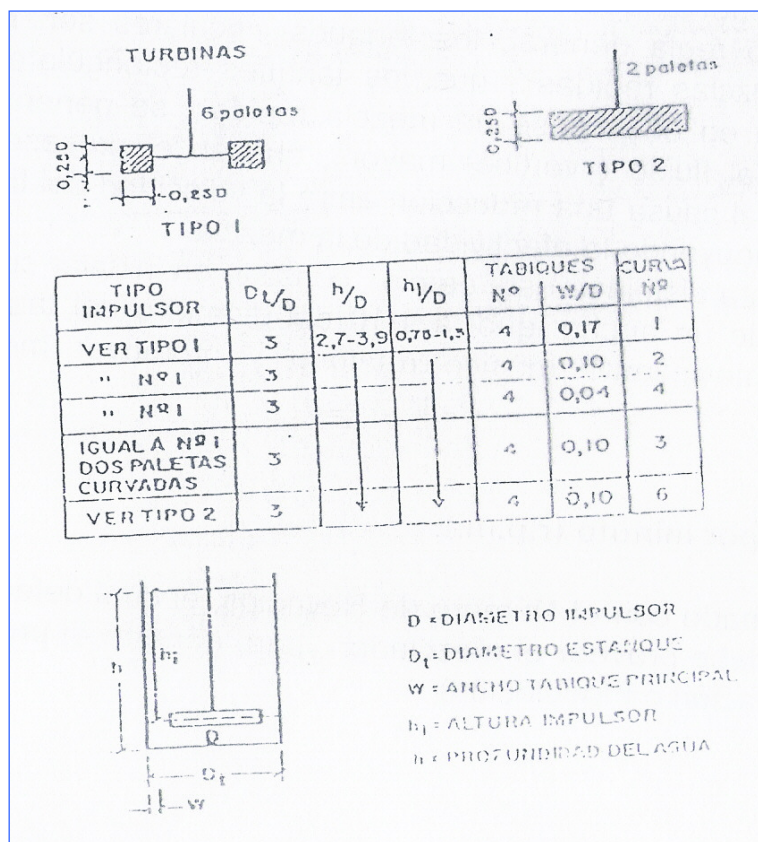
Coil/Agitated Liquid		
Coil Side	Agitated Liquid	U^b Btu/h-°F-ft ²
Steam	Aqueous Solution	90 – 160
Steam	Organic Solution	60 – 130
Steam	Heavy Oil	30 – 60
Hot Water	Aqueous Solution	90 – 130
Hot Water	Organic Solution	60 – 100
Cooling Water	Aqueous Solution	80 – 120
Cooling Water	Organic Solution	50 – 90
Brine	Aqueous Solution	60 – 100
Brine	Organic Solution	50 – 90
Organic Oil	Heavy Organic	60 – 110
Jacket/Agitated Liquid		
Steam	Aqueous Solution	70 – 130
Steam	Organic Solution	60 – 110
Cooling water	Aqueous Solution	60 – 110
Cooling Water	Organic Solution	50 – 80
Organic Oil ^c	Heavy Organic	30 – 50

a) For additional data see Reference 11.
b) To convert to W/m²-K multiply by 5.678.

Fuente: Silla, H (2003)



Tabla C.4
Parámetros de diseño de impulsores



Fuente: (Cheremisinoff, N., 2000)

Tabla C.5
Energía de mezclado aproximado en reactores agitados (STR)

Application	Power ^c hp/1000 gal
Blending ^a	0.2 - 0.5
Homogeneous Reaction ^a	0.5 - 1.5
Reaction with Heat Transfer ^a	1.5 - 5.0
Liquid-Liquid Mixtures ^a	5.0
Liquid-Gas Mixtures ^a	5.0-10.0
Slurries ^a	10.0
Fermentation ^b	3.0-10.0
Emulsion Polymerization ^b	6.0-7.0
Suspension Polymerization ^b	3.0-10.0
Solution Polymerization ^b	15.0-40.0

Fuente: Silla, H (2003)



Tabla C.6
Filtros estándares de tambor rotatorios

37 ½ % Drum Submergence

Filter Size Diameter ^a ft	Nominal Length ^a ft	Drum Area ^b ft ²	Drum Drive ^c hp	Agitator Drive ^c hp
8	6	150	1	1 ½
10	6 1/3	200	1 ½	3
10	8	250	1 ½	3
10	10	300	1 ½	3
11.5	10	360	1 ½	3
11.5	12	430	1 ½	3
11.5	14	500	2	5
11.5	16	575	2	5
12	20	750	5	5

a) To convert to meters multiply by 0.3048.

b) To convert to square meters multiply by 10.76.

c) To convert to kilowatts multiply by 0.7457.

Fuente: Silla, H (2003)

Tabla C.7
Factores sigma para centrífugas de sedimentación

Tipo de centrífuga	Diámetro interior, in	Diámetro de disco, in número de discos	Velocidad, rpm	ΣValor de Unidades de 104 ft ²	Factores recomendados de escalamiento*
Tubular	1.75		23,000	0.32	1†
Tubular	4.125		15,000	2.7	21
Tubular	4.90		15,000	4.2	33
De disco		4.1/33	10,000	1.1	1
De disco		9.5/107	6,500	21.5	15
De disco		12.4/98	6,250	42.5	30
De disco		13.7/132	4,650	39.3	25
De disco		19.5/144	4,240	105	73
De transportador helicoidal	6		6,000	0.27	1
De transportador helicoidal	14		4,000	1.34	5
De transportador helicoidal	14‡		4,000	3.0	10
De transportador helicoidal	20		3,500	4.0	13.3
De transportador helicoidal	25		3,000	6.1	22
De transportador helicoidal	25‡		2,700	8.6	31

Fuente: Perry (1997)



Tabla C.8
Especificaciones de centrífugas típicas de sedimentación

Tipo	Diám. del tazón	Velocidad, rpm	Fuerza centrífuga máxima × gravedad	Rendimiento		Tamaño típico del motor, hp
				Líquido, gal/min	Sólidos, ton/h	
Tubular	1 ³ / ₄	50,000*	62,400	0.05-0.25		°
	4 ¹ / ₈	15,000	13,200	0.1-10		2
	5	15,000	15,900	0.2-20		3
De discos	7	12,000	14,300	0.1-10		1 ¹ / ₃
	13	7,500	10,400	5-50		6
	24	4,000	5,500	20-200		7 ¹ / ₂
Descarga por tolueras	10	10,000	14,200	10-40	0.1-1	20
	16	6,250	8,900	25-150	0.4-4	40
	27	4,200	6,750	40-400	1-11	125
	30	3,300	4,600	40-400	1-11	125
Helicoidal De transportador	6	8,000	5,500	hasta 20	0.03-0.	5
	14	4,000	3,180	hasta 75	0.5-1.5	20
	18	3,500	3,130	hasta 50	0.5-1.5	15
	25	3,000	3,190	hasta 250	2.5-12	150
	32	1,800	1,470	hasta 250	3-10	60
	40	1,600	1,450	hasta 375	10-18	100
De descarga de cichilla	54	1,000	770	hasta 750	20-60	150
	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

Fuente: Perry (1997)



APÉNDICE D

MODELOS Y TABLAS ASOCIADOS AL ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROYECTO

A continuación se presentan los cálculos y ecuaciones asociados al estudio económico del proyecto, así como también las tablas, nomogramas y referencias empleadas para el desarrollo de los mismos.

Determinación de los ingresos a generar por la planta

Tomando en cuenta el plan de producción establecido y el precio de venta del producto, el ingreso correspondiente al décimo año del proyecto, en el cual se estipula una producción de 2000 TM a un costo de 1294 \$/TM, utilizando la ecuación 3.10 se obtiene el ingreso en miles de dólares (M\$):

$$INGRESOS_{Año\ 10} = 1400\$ / TM * 2000TM$$

$$INGRESOS_{Año\ 10} = 2800M\$$$

Determinación de la inversión inicial

➤ Capital fijo:

Los activos tangibles se determinan continuación.

- a) Costos de equipos: utilizando factores de ajuste (ecuaciones 3.13, 3.14 y 3.15), tenemos:

Para determinar el costo de la unidad de mezclado, se conoce el precio de un equipo mezclador de capacidad 40 m³ igual a 20789\$ (año 2006), el equipo requerido presenta una capacidad de 15 m³:



$$(Costo_{requerido}) = 20789\$ * \left(\frac{468,2}{394,1} \right) * \left(\frac{15m^3}{40m^3} \right)^{0,6} = 13711\$ = 13,71M\$$$

b) Costo de terreno

Tomando en cuenta la ubicación de la planta (estado Carabobo), la adquisición del terreno para realizar el levantamiento de la infraestructura física se determina como (ecuación 3.16):

$$Costo\ de\ Terreno = (3000m^2 * 13,95\$ / m^2)$$

$$Costo\ de\ Terreno = 41,86\ M\$$$

c) Acondicionamiento de terreno

Tomando un 12%, tenemos que (ecuación 3.17):

$$Acondicionamiento = 0.12 * 1.584,59\ M\$$$

$$Acondicionamiento = 190,15\ M\$$$

d) Costo de edificaciones (ecuación 3.18)

$$Costo\ Edificaciones = 0.47 * 1584,59\ M\$$$

$$Costo\ Edificaciones = 744,76\ M\$$$

e) Instrumentación y control (ecuación 3.19)

$$Instrumentación = 0.13 * 1584,59\ M\$$$

$$Instrumentación = 206,0\ M\$$$

f) Costo de tuberías (ecuación 3.20)

$$Tuberías = 0.31 * 1584,59\ M\$$$



$$Tuberías = 491,22 \text{ M \$}$$

g) Costo de equipos eléctricos (ecuación 3.21)

$$Equipos \text{ Eléctricos} = 0.12 * 1584,59 \text{ M \$}$$

$$Equipos \text{ Eléctricos} = 190,15 \text{ M \$}$$

Los activos fijos intangibles vienen dados por:

a) Ingeniería y supervisión (ecuación 3.22)

$$Ingeniería = 0.04 * 1584,59 \text{ M \$}$$

$$Ingeniería = 63,38 \text{ M \$}$$

b) Costo de estudios y proyectos (ecuación 3.23)

$$Estudio \text{ y proyectos} = 0.35 * 1584,59 \text{ M \$}$$

$$Estudio \text{ y proyectos} = 554,61 \text{ M \$}$$

➤ Capital de trabajo:

a) Costo de inventario de materias primas (ecuación 3.27)

Tomando como referencia el costo de la melaza de caña para el cuarto año del proyecto en 38 \$/TM y estimando un consumo de ella en 10,29 TM/día, tenemos:

$$Melaza \text{ de Caña} = 30 \left(10,29 \frac{TM}{Día} * 38 \frac{\$}{TM} \right)$$

$$Melaza \text{ de Caña} = 117 \text{ M \$}$$



b) Costo de inventario de producto (ecuación 3.28)

$$\text{Ácido Cítrico} = 30 \left(7,0 \frac{TM}{Día} * 1400 \frac{\$}{TM} \right)$$

$$\text{Ácido Cítrico} = 294,0M \$$$

c) Costo de inventario de repuestos (ecuación 3.29)

$$\text{Re puestos} = (10\% - 15\%) * \text{Costo equipos}$$

$$\text{Re puestos} = 0,12 * 1584,59M \$$$

$$\text{Re puestos} = 190,15M \$$$

d) Efectivo en caja (ecuación 3.30)

$$\text{Pr oducto} = \sum_i 60 \left(7,0 \frac{TM_{\text{Consumo}}}{Día} * 1400 \frac{\$}{TM} \right)_i = 524M \$$$

$$\text{Pr oducto} = 588,0M \$$$

Determinados el capital fijo y de trabajo, se procede a calcular la inversión inicial necesaria para la implementación del proyecto (ecuación 3.11):

$$\text{Inversión} = 4.595,39 + 1.099,35$$

$$\text{Inversión} = 5.694,74M \$$$

Determinación de los costos de producción

➤ Costos de manufactura

Calculando los costos directos:



El valor obtenido representa la cantidad de operadores por etapa de proceso, considerando que el proceso en estudio comprende ocho etapas principales (Preparación, fermentación, recuperación, precipitación, evaporación, cristalización, centrifugación, Secado), se obtiene:

$$1,5625 \frac{\text{hombres}}{\text{etapa}} * \frac{8 \text{ etapas}}{\text{Proceso}} \Rightarrow 12,5 \text{ hombres} \approx 13 \text{ hombres}$$

$$\text{Beneficio}_{\text{Año}} = 1.42 * 537600 \text{ Bs} * 12 \text{ meses} * \frac{1\$}{2150 \text{ Bs}}$$

De esta manera y empleando las ecuaciones 3.32 y 3.33 se determina el beneficio-año de operadores en planta

$$\text{Beneficio}_{\text{Año}} = 4,26 \text{ M\$}$$

$$\text{Operadores Planta} = 13 * 4,26 \text{ M\$}$$

$$\text{Operadores Planta} = 55,38 \text{ M\$}$$

c) Supervisor de turno (ecuación 3.34)

$$\text{Supervisores} = 0.12 * 55,39 \text{ M\$}$$

$$\text{Supervisores} = 6,98 \text{ M\$}$$

d) Materiales y mantenimiento (ecuación 3.35)

$$\text{Mantenimiento} = 0.05 * 4.595,39 \text{ M\$}$$

$$\text{Mantenimiento} = 241,26 \text{ M\$}$$

e) Laboratorio (ecuación 3.36)

$$\text{Laboratorio} = 0.157 * 62,37 \text{ M\$}$$



$$\text{Laboratorio} = 9,82 \text{ M\$}$$

Los costos indirectos se determinan por:

a) Seguros (ecuación 3.37)

$$\text{Seguros} = 0.01 * 4.595,39 \text{ M\$}$$

$$\text{Seguros} = 43 \text{ M\$}$$

b) Seguridad y protección, servicios médicos, mantenimiento general y otros gastos (ecuación 3.38)

$$\text{Seguridad} = 0.55 * 241,26 \text{ M\$}$$

$$\text{Seguridad} = 132,69 \text{ M\$}$$

b) Depreciación

Tomando como ejemplo práctico la depreciación del equipo centrífugo, tenemos a partir de las ecuaciones 3.39 y 3.40 lo siguiente

$$D_T = \frac{98.129\$}{15} = 6.541,93\$ = 6,54 \text{ M\$}$$

En dos años este equipo presenta el siguiente valor en libro

$$V_t = 98,129 \text{ M\$} - (6,54 \text{ M\$} * 2) = 85,05 \text{ M\$}$$

➤ Gastos generales

a) Gastos administrativos (ecuación 3.44)

$$\text{Gastos Ad min.} = 0.25 * 55,39 \text{ M\$}$$

$$\text{Gastos Ad min.} = 13,85 \text{ M\$}$$



b) Gastos de ventas (ecuación 3.45)

$$\text{Gastos Ventas} = 0.0443 * 1029,60 \text{ M\$}$$

$$\text{Gastos Ventas} = 44,58 \text{ M\$}$$

Determinación del impuesto sobre la renta (ISLR)

El desarrollo del cálculo para el sexto año del estudio se muestra a continuación. El valor de la unidad tributaria (U. T.) empleado es de 33600 Bs correspondiente a lo establecido en las leyes tributarias venezolanas.

$$ING_t = 1288 - 1160,49 - (118,62 + 76,44_t) - 161,57 \quad (\text{empleando 3.47})$$

$$ING = 1.283,28 \text{ M\$}$$

$$1.283,28 \text{ M\$} * \frac{2,150 \text{ Bs}}{1 \text{ M\$}} * \frac{1 \text{ U.T.}}{33.600 \text{ Bs}} = 82.114,64 \text{ U.T.}$$

$$ISRL = T(82,11) = 0.34 * 82.114,64 - 500 = 27.418,97 \text{ U.T.}$$

$$27.418,97 \text{ U.T.} * \frac{33.600 \text{ Bs}}{1 \text{ U.T.}} * \frac{1 \text{ M\$}}{2,150 \text{ Bs}}$$

$$ISRL = 428,50 \text{ M\$}$$

Indicadores económicos

Para el estudio de los indicadores de rentabilidad se emplea la ecuación 3.52 para la obtención de la tasa mínima de rendimiento a la cual son evaluados considerando la deuda de manera implícita. De esta manera se establece el costo del capital de deuda y capital propio en un 11% y 12% respectivamente,

$$\overline{CC} = \frac{0,11 * 2.000 \text{ M\$} + 0,12 * 3.694,74 \text{ M\$}}{5.694,74} = 0,113 \approx 0,11$$



a) Valor presente neto (VPN)

Tomando una tasa (i) igual a un 11% y utilizando la ecuación 3.48 tenemos:

$$VPN = \sum_{t=0}^{15} \frac{F_0}{(1+0,11)^0} + \frac{F_1}{(1+0,11)^1} + \frac{F_2}{(1+0,11)^2} + \dots + \frac{F_{15}}{(1+0,11)^{15}}$$

$$VPN = \sum_{t=0}^{15} \frac{-3.694,74M\$}{(1+0,11)^0} + \frac{-127,33M\$}{(1+0,11)^1} + \frac{548,78M\$}{(1+0,11)^2} + \dots + \frac{2.611,01}{(1+0,11)^{15}}$$

$VPN = 2.172,22 \text{ M\$}$

b) Equivalente anual (EA)

Tomando una tasa (i) igual a un 11% y utilizando la ecuación 3.49 tenemos:

$$EA_{(i)} = 2.172,22 * (R / P_{11\%,15})$$

$$EA_{(i)} = 2.172,22M\$ * (0,14682)$$

$EA_{(i)} = 3318,93 \text{ M\$}$

c) Tasa interna de retorno (TIR)

Evaluando a una tasa de interés de 11% y realizando las iteraciones respectivas en la ecuación 3.50, se obtiene:

$$\sum_{t=0}^{15} \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} = 0 \Rightarrow TIR = 17,94\%$$



APÉNDICE E

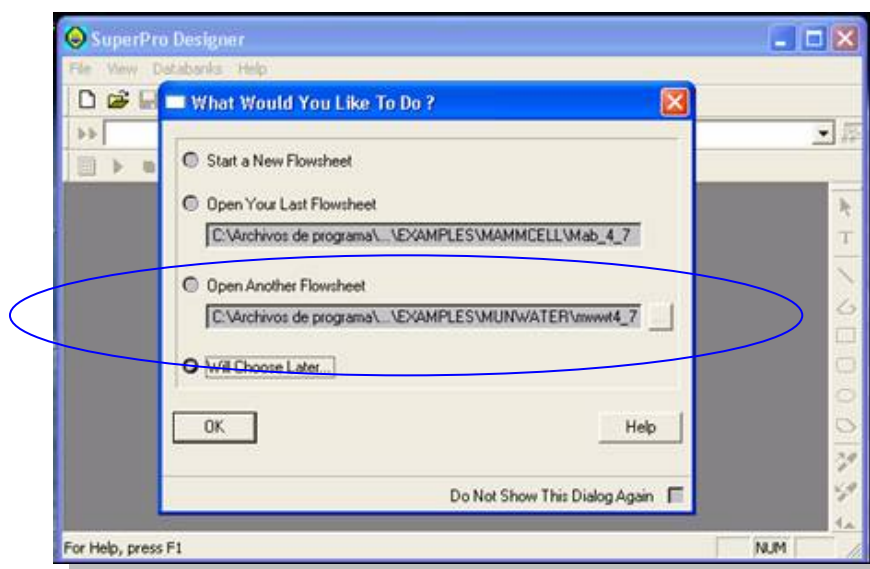
OBTENCIÓN Y ESTIMACIÓN DE COSTOS DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES DEL PROCESO

A continuación se presenta el procedimiento realizado para la obtención de los costos de los equipos de proceso a partir del software SuperPro Designer ® v 4.7

Para la obtención de los costos de referencia asociados a varios de los equipos principales mediante el software Superpro Designer, se recurre a información disponible en los análisis económicos existentes en los ejemplos de procesos del software, además de herramientas para el cálculo, tanto de variables de proceso como de costos asociados, siguiendo para ello, procedimientos como los que se presentan a continuación:

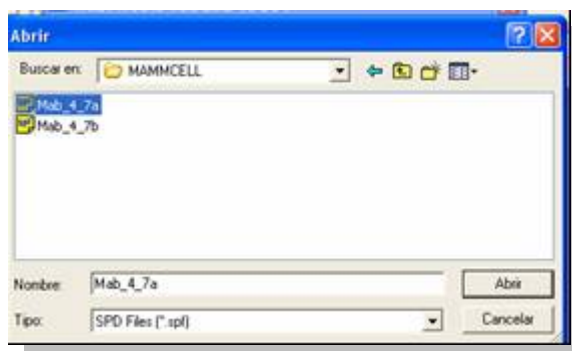
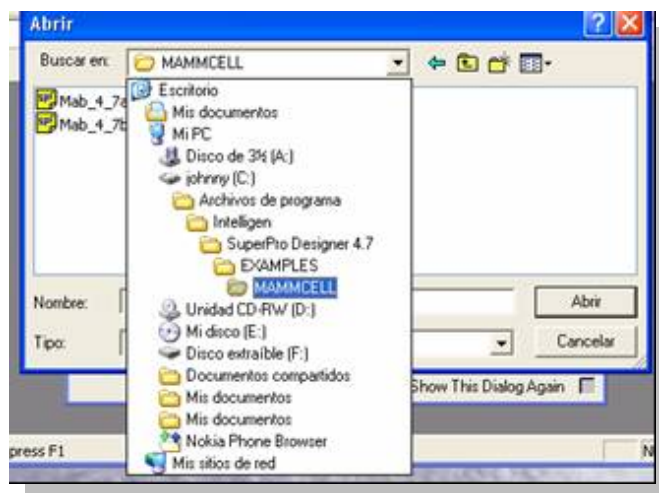
Obtención de Costos de Referencia

- 1) Se accede al software desde la barra de programas del computador y se espera a que aparezca la ventana de inicio, allí se hace click en el botón de exploración  ubicado en “**Open Another Flowsheet**” (Abrir otra hoja de proceso), y se procede a seguir la ruta expuesta en el paso siguiente.

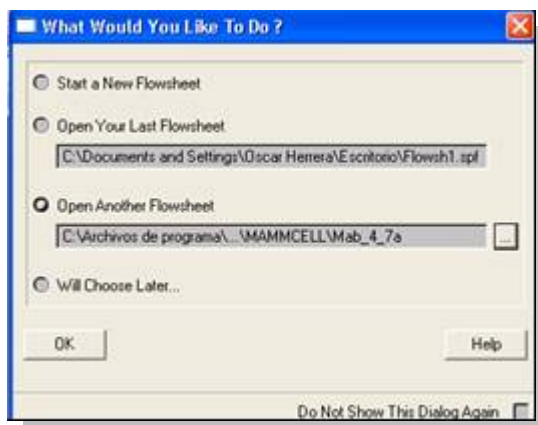




2) Al aparecer la ventana de exploración, se sigue la ruta hasta la carpeta denominada “**EXAMPLES**” de Superpro Designer 4.7 ([C:]/Archivos de programa / Inteligen / SuperPro Designer 4.7 / EXAMPLES), se elige un proceso y se pulsa “**Abrir**”. En las imágenes siguientes, por ejemplo, se accede hasta el grupo “**MAMMCELL**” de EXAMPLES y allí se elige el proceso “**Mab_4_7a**”.

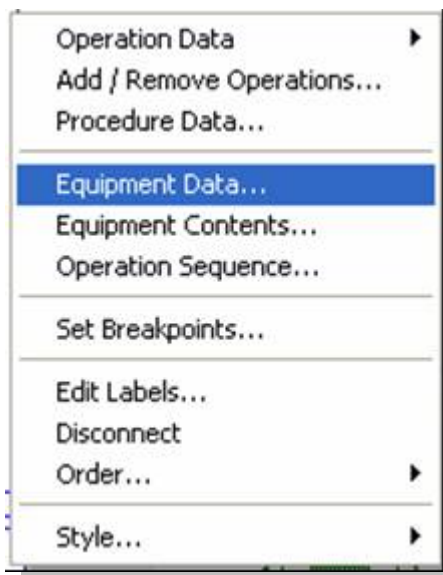
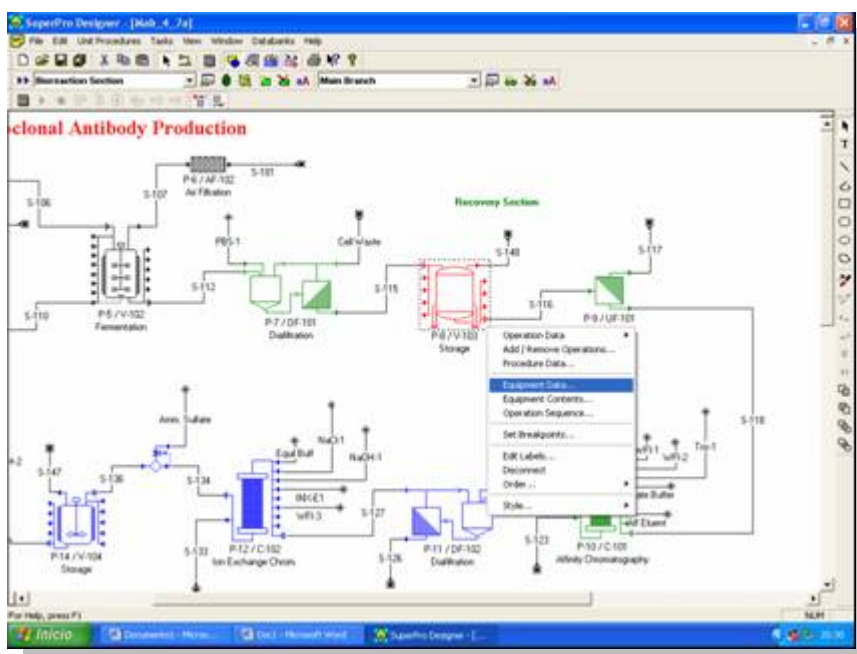


Al pulsar abrir, se vuelve automáticamente a la venta de inicio y allí con la ruta especificada se pulsa “**OK**”.





- 3) Después de realizar el paso anterior se despliega la hoja de flujo con el proceso elegido y se activan las diferentes funciones y herramientas del software. Allí se hace click con el botón derecho del mouse sobre el equipo del cual se quieren conocer la información disponible y al aparece el menú contextual emergente se elige y pulsa “**Equipement Data...**” (Datos de Equipo). En las imágenes siguientes, por ejemplo, se elige una unidad de tanque de almacenamiento identificada como “**P-8 / V-103**” y denominada como “**Storage**”.



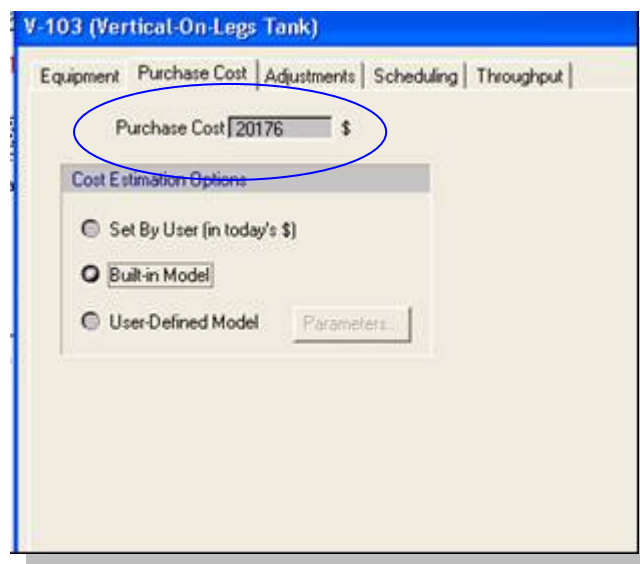


- 4) Al completar el paso anterior, aparece una ventana que muestra las propiedades del equipo, y en la cual se activa inicialmente la pestaña “**Equipment**” donde se muestran datos como el volumen del tanque, el diámetro y la altura. En la figura mostrada, se visualiza un volumen de tanque igual a **4000,0 L** y una relación altura/diámetro de **3,0** que genera un diámetro de **1,193 m** y una altura de **3,579 m**.

Luego, haciendo click en la pestaña “**Purchase Cost**” se obtiene información de su costo, y activando la pestaña “**Adjustments**” se visualiza el material de construcción que es acero inoxidable 316 (SS316). Sin embargo, en esta última se incluyen opciones para los costos de instalación y de mantenimiento, y en este caso, se les asigna un valor igual a cero ya que no se requiere involucrar estos elementos.



Se observa que antes de asignar cero a los costos de instalación y mantenimiento el software presenta un costo del equipo igual a **20789 \$**, pero luego de estimar los mismos se obtiene un valor de **20176 \$**.



NOTA: Para que el software tome en cuenta los cambios en las variables y calcule el nuevo costo, pulse “**Aceptar**” en la ventana emergente y seguidamente en la hoja principal pulse el icono denominado “**Solve**”, el cual resuelve los balances de M&E (masa y energía), además de realizar cualquier otro calculo involucrado. Luego, al inspeccionar de nuevo los datos del equipo ya sean de estimación de costos o de variables de proceso los mismos deben estar actualizados, siempre y cuando los balances de M&E se hayan resuelto satisfactoriamente.





- 5) Por otro lado, para conocer el año de referencia de la información del costo obtenido, se vuelve a la hoja de flujo y se hace click con el botón derecho sobre un espacio libre de la hoja, al hacer esto, aparece un menú contextual del cual se elige y pulsa la opción “**Economic Evaluation Parameters...**”.



De esta manera, aparece una ventana con una pestaña denominada “**Time Valuation**” activada inicialmente, y en ella se visualiza la información correspondiente al año del análisis entre otras. La figura siguiente muestra en “**Year of Analysis**” el año **2000**.

The dialog box titled "Economic Evaluation Parameters for Entire Project" has four tabs: "Time Valuation", "Financing", "Production Level", and "Misc.". The "Time Valuation" tab is active. It contains two sections: "Time Parameters" and "NPV Interest".

Time Parameters:

- Year of Analysis: 2000 (circled in blue)
- Year Construction Starts: 2001
- Construction Period: 30 months
- Startup Period: 4 months
- Project Lifetime: 15 years
- Inflation (to update equip. cost): 4,00 %

NPV Interest:

- Low: 7,00 %
- Medium: 9,00 %
- High: 11,00 %

Buttons at the bottom: Aceptar, Cancelar, Ayuda.



Después de llevar a cabo el procedimiento anterior para diferentes unidades de operación en diferentes ejemplos de proceso, se pudo recopilar la siguiente información:

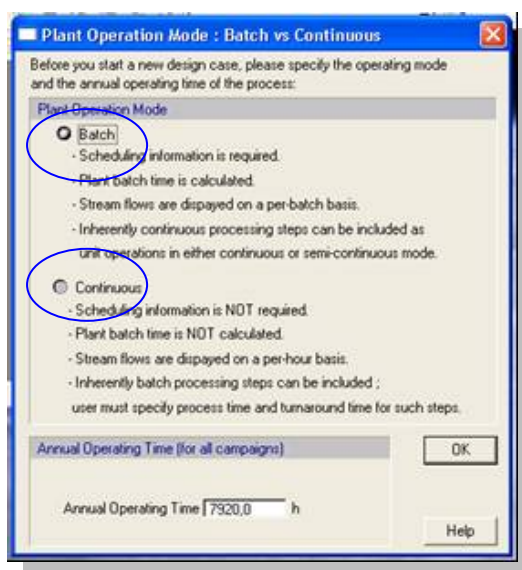
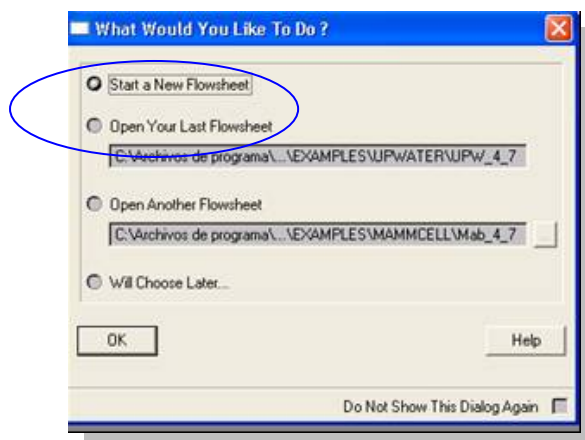
Tabla E17.1
Datos Obtenidos a partir de ejemplos de proceso del software
comercial de simulación de procesos químicos
Superpro Designer

Equipo y Proceso	Características	Costo	Año de Análisis
Tanque de Fermentación. (BGAL/Bgal_4_7a)	Capacidad: 86.198,44 L Diámetro: 3,320 m Altura: 9,959 m Presión: 1,5 bar Material: Acero Inoxidable 316	491.803 \$	1999
Tanque de Almacenamiento. (MAMMCEL/Mab_4_7a)	Capacidad: 4.000 L Diámetro: 1,1934 m Altura: 3,579 m Presión: 1,5 bar Material: Acero Inoxidable 316	20.176 \$	2000
Cristalizador. (SYNPHARM/SOhr4_7)	Capacidad: 3.780 L Diámetro: 1,244 m Altura: 3,110 m Presión: 1,5 bar Material: Acero Inoxidable 316	251.218 \$	2000
Neutralizador. (UPWATER/UPW_4_7a)	Capacidad: 302.171 L Diámetro: 5,359 m Altura: 13,397 m Presión: 1,5 bar Material: Acero al Carbono	418.992 \$	1999

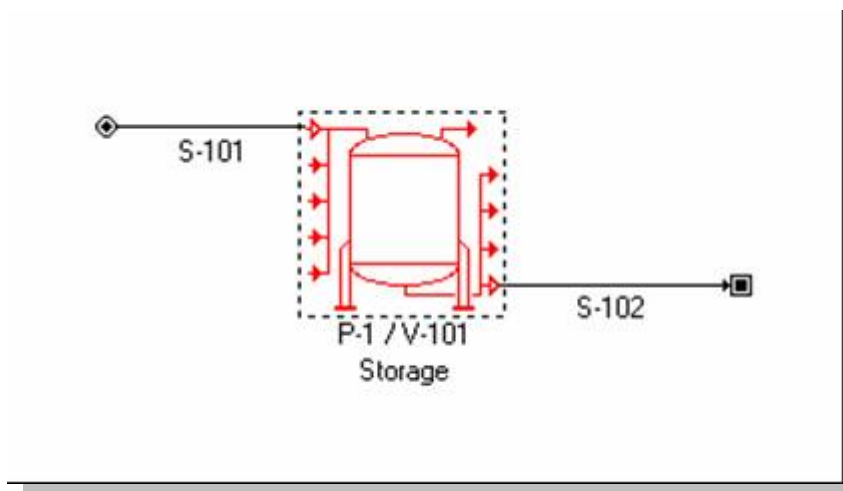


Estimación de Costos Actuales

- 1) Se accede al software desde la barra de programas del computador y se espera a que aparezca la ventana inicial, allí si activa la opción “**Star a New Flowsheet**”, y seguidamente se elige un proceso por batch o continuo.

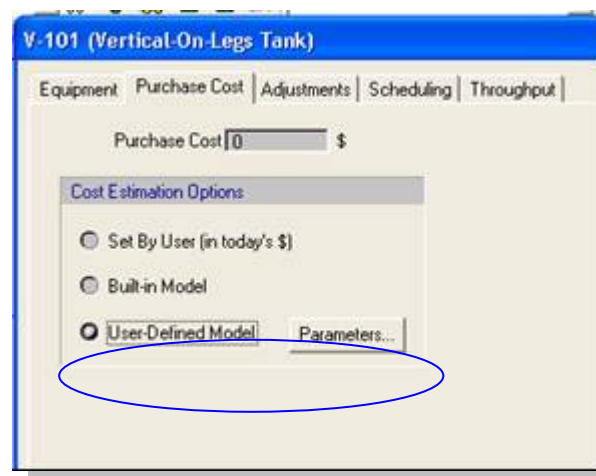
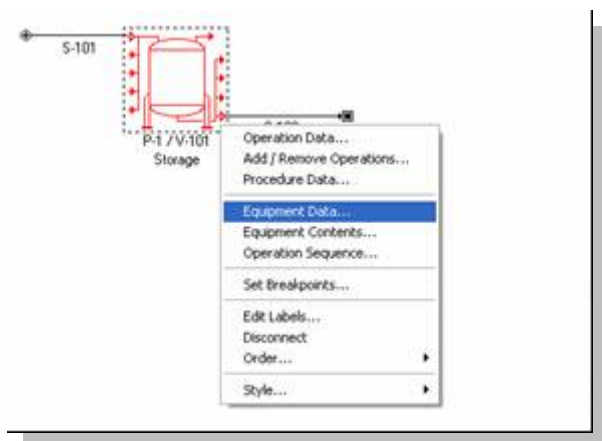


- 2) Al realizar el paso anterior, aparece una hoja de flujo en blanco donde se procede a insertar la unidad de operación a analizar, en este caso, un tanque vertical fondo cónico para almacenamiento. Para ello, sitúese en “**Unit Procedures**” del bloque de menú, ubique el grupo “**Storage**” y allí elija la unidad “**Vertical-On-Legs Tank**”, luego, al hacer click en espacio libre de la hoja aparecerá la unidad.



Al introducir la unidad, ésta no aparece directamente con las líneas que representan las corrientes de entrada y salida, por lo que se deberán incluir dibujándolas luego de hacer clic en el icono  de la barra de herramientas.

- 3) El paso siguiente es configurar el modo de estimación de costos. Para ello, se accede a los datos del equipo haciendo clic con botón derecho sobre el mismo y al aparecer la ventana emergente, se activa la pestaña “**Purchase Cost**”, donde se verifica el valor de costo igual a cero y se activa la opción “**User-Defined Model**”, con lo cual se puede introducir un modelo matemático personalizado para la estimación de costos.





Al realizar el paso anterior y hacer clic sobre el botón “**Parameters...**”, aparece la ventana emergente que se muestra a continuación. En ella, al hacer clic sobre “**Add range**” aparece una fila para la introducción de datos requeridos por el modelo. En la figura siguiente, como ejemplo, se introducen los datos de costo de referencia y capacidad obtenidos del tanque de almacenamiento de la sección anterior; además, se considera un exponente de ajuste igual a **0,63** recomendado para este tipo de equipo por (Peters, M. y Col., 1991) y se especifica un rango de aplicación por capacidad, luego de esto, se hace click en “**Ok**” para guardar los datos.

Power Law : Cost = Co x (Q/Qo)^a

Capacity Variable : Volume in m3 Reference Year 2000

	Low End	High End	Base Capacity (Qo)	Base Cost (Co)	Exponent (a)
1	1.00	40.00	4.00	20176.00	0.6300

Add Range Insert Range Delete Range

Cancel OK Help

Seguidamente, se activa la pestaña “**Adjustments**” y se especifican los factores para costos de instalación y de mantenimiento. En este caso, se hacen iguales a cero, luego, se hace en click en “**Aceptar**” para guardar los cambios.

Equipment Purchase Cost Adjustments Scheduling Throughput

Portion of Purchase Cost Already Depreciated 0.00 %

Installation Cost 0.00 x PC

Maintenance Cost 0.00 x PC

Material SS304

Material Factor 1.00

Number of Standby Units 0



4) Al hacer click en el icono “**Solve**” se ejecuten los cálculos. Sin embargo, para que esto sea posible, es necesario que el equipo cuente con datos mínimos o al menos solo de referencia con los cuales resolver los balances de M&E. La introducción de estos datos se realiza al hacer click con botón derecho del mouse sobre la línea que representa la corriente de entrada (**S-101**) y se elige la opción “**Simulation Data...**”, tal como se muestra en la figura siguiente:



Así, aparece una ventana emergente en la cual se pueden introducir componentes y datos de flujo a la corriente. Para este caso se introduce una corriente de agua con un flujo equivalente a un lote y medio de la unidad de evaporación del proceso de producción de ácido cítrico, es decir alrededor de 6,3 toneladas, esto se lleva a cabo activando la opción “**Components**” en el lado izquierdo de la ventana, y seleccionando “**Water**” para entonces hacer click sobre el ícono de insertar . Luego, se introduce el valor de flujo en la celda “**Flowrate**” y hace click en “**Aceptar**” para guardar.

Ingredient Name	Comp ?	Flowrate (ton/batch)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)	Extra-Cell %
1 Water	☒	6.30000	100.000	994.70433	100.0

Temperature: 25.00 °C
Pressure: 1.013 bar
Activity: 0.0000 U/mL

Units: Mass in ton | Volume in L | Composition in % | Conc. in g/L

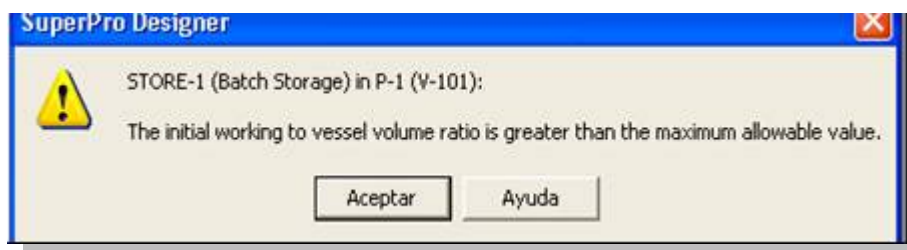
Time Ref. for Flows: ☒ Batch ☐ Source Cycle ☐ Destination Cycle ☐ Time Average, h

Aceptar Cancelar Ayuda



- 5) Ahora, se deben ajustar los datos de equipo; fíjese que inicialmente el equipo se encuentra predefinido para un volumen de 1000 L y con un modo de “**Size**” activado en “**User Defined**”, esto permite que el usuario defina el volumen del tanque.

Si se acepta en este momento y se hace click en “**Solve**” aparecerá un mensaje como el que sigue:



Ello se debe a que el volumen del tanque es inferior al flujo suministrado por la corriente; por lo cual se debe cambiar a un volumen mayor de tanque, en este caso se le indica al software que trabaje con un volumen igual a 4000,0 L, el cual corresponde a un tamaño un poco mayor al de un solo lote del evaporador (dos tercios de lo que se desea para este tanque) y se contemplan dos unidades; si se acepta y hace click en “**Solve**” ahora, aparece un mensaje exitoso en la parte inferior de la pantalla.



V-101 (Vertical-On-Legs Tank)

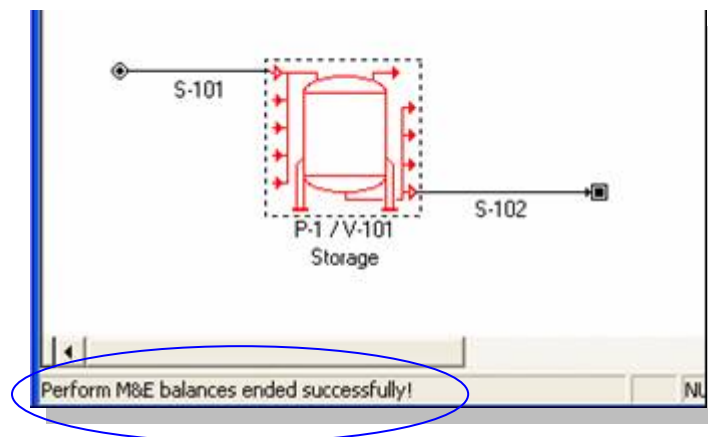
Equipment | Purchase Cost | Adjustments | Scheduling | Throughput

Description

Name: V-101
Type: Vertical-On-Legs Tank
Number of Units: 2
Max Volume: 180000,00 L
Volume: 4000,00 L
Max Allowable Working/Vessel Volume: 90,00 %
Height / Diameter: 3,000
Height: 3,579 m
Diameter: 1,193 m
Design Pressure: 1,500 bar
ASME Vessel: ☒

Size

☐ Calculate (Design Mode)
☒ User-Defined (Rating Mode)



Finalmente, activando la pestaña de “**Purchase Cost**” en datos del equipo, se visualiza el costo de cada unidad, igual en este caso a **22146 \$**:

V-101 (Vertical-On-Legs Tank)

Equipment | Purchase Cost | Adjustments | Scheduling | Throughput

Purchase Cost: 22146 \$

Cost Estimation Options

☐ Set By User (in today's \$)
☐ Built-in Model
☒ User-Defined Model [Parameters...](#)



- 6) Otra forma de trabajo, es con un modo de “**Size**” activado en “**Calculate (Design Mode)**”, lo cual permite indicar al software que calcule el número de unidades y su volumen necesario en base a un volumen máximo de diseño. Para este caso, se le indica al programa que estime en base a un “**Max Volume**” de 4000,0 L, y luego de resolver el balance de M&E el resultado indica que se requieren **dos tanques de 3192,05 L**. Considere que el programa minimiza el volumen necesario, tomando en cuenta un volumen de trabajo máximo de **90,0 %** (Max Allowable Working / Vessel Volume), además calcula la altura y diámetro del tanque en función de la relación **Height / Diameter** estipulada (3,0 en este caso).

Al activar “**Purchase Cost**” se visualiza el costo de cada unidad, igual en este caso a **22146 \$**, lo que representaría un total de **44292 \$** por las dos unidades.



Empleando la flexibilidad de cálculo del programa, se le indica ahora al software que calcule en base a un volumen máximo de 8000,00 L obteniéndose un volumen de tanque de **6384,10 L** para una sola unidad:

V-101 (Vertical-On-Legs Tank)

Equipment | Purchase Cost | Adjustments | Scheduling | Throughput

Description

Name: V-101
Type: Vertical-On-Legs Tank
Number of Units: 1
Max Volume: 8000,00 L
Volume: 6384,10 L
Max Allowable Working/Vessel Volume: 90,00 %
Height / Diameter: 3,000
Height: 4,182 m
Diameter: 1,394 m
Design Pressure: 1,500 bar
ASME Vessel: ☒

Activando “**Purchase Cost**” se visualiza el costo de la unidad, igual en este caso a **34273 \$**, lo que representa una disminución de 10000 \$ del costo total anterior.

V-101 (Vertical-On-Legs Tank)

Equipment | Purchase Cost | Adjustments | Scheduling | Throughput

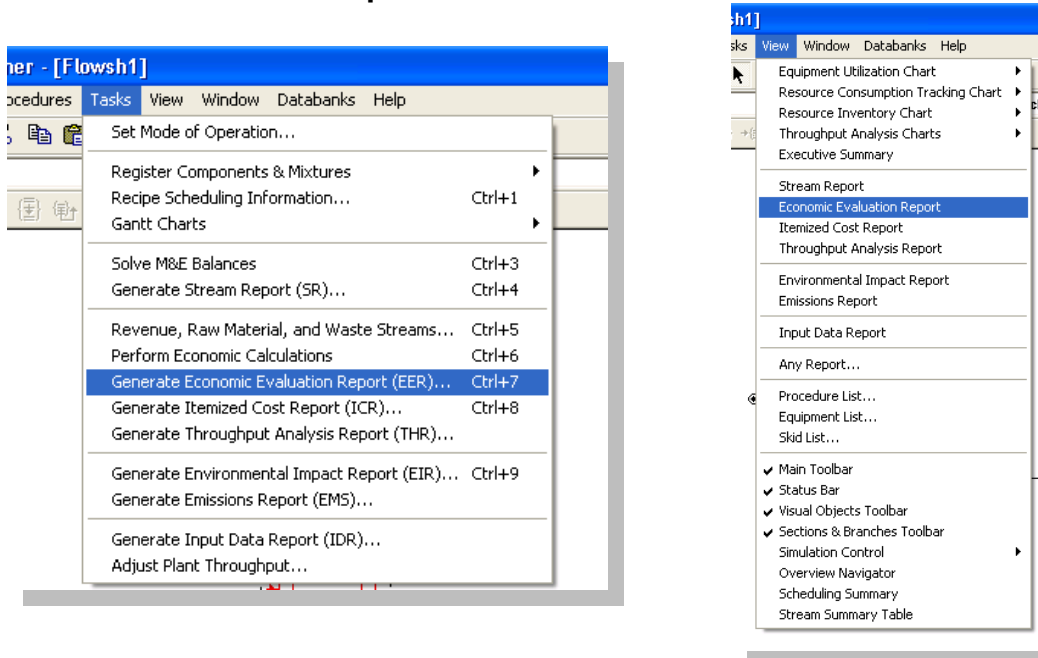
Purchase Cost: 34273 \$

Cost Estimation Options

☐ Set By User (in today's \$)
☐ Built-in Model
☒ User-Defined Model Parameters...



7) Otra utilidad del software es la generación de respotes de los balances, costos o las evaluaciones económicas. Para obtener un reporte del costo de los equipos involucrados por ejemplo, se va a la opción “**Tasks**” del menú y allí se pulsa la opción “**Generate Economic Evaluation Report (EER)**”, luego de guardar como lo pide una ventana emergente, se va a la opción “**View**” del menú y se pulsa “**Economic Evaluation Report**”.



Al realizar los pasos anteriores, se genera un archivo de block de notas dentro del que se puede encontrar entre otros datos, los costos de los equipos existentes; para el caso que se ha venido manejando, se genera la siguiente información:

Flowsh1.eer - Bloc de notas

Archivo Edición Formato Ver Ayuda

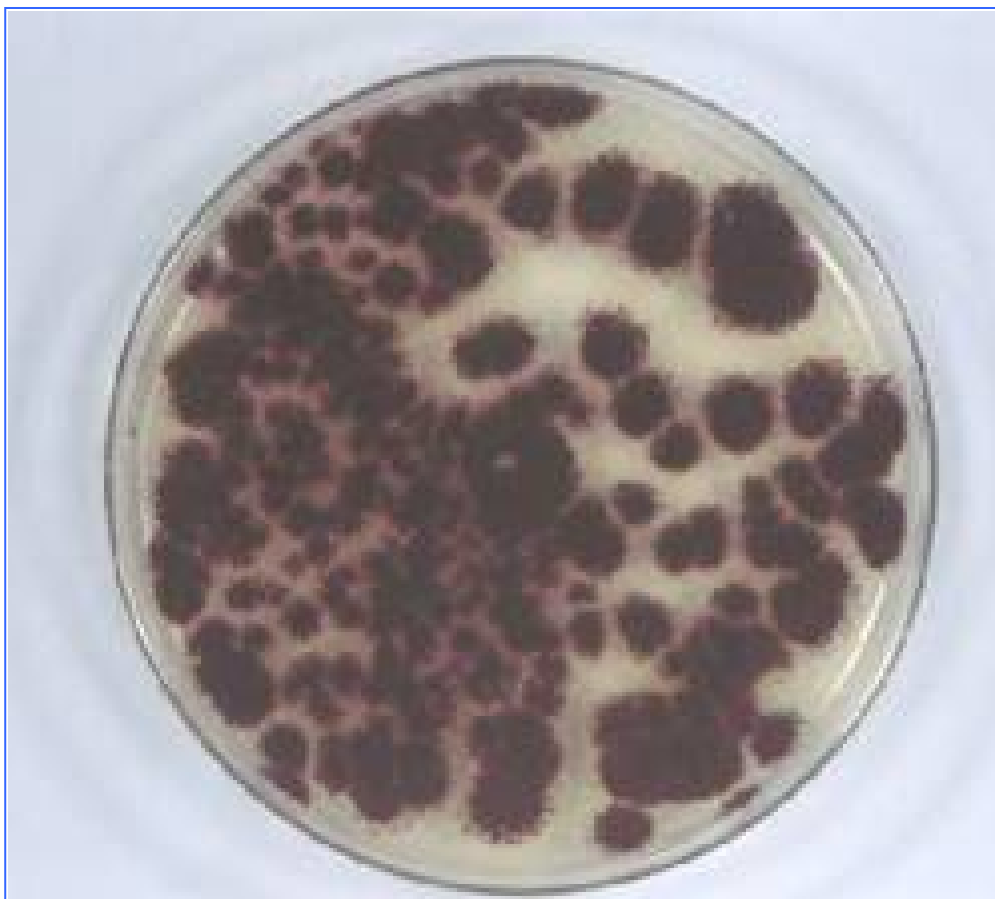
MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST (2006 prices)			
Quantity/ Stand-by	Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1/0 v-101	vertical-on-Legs Tank Volume = 6384.10 L Diameter = 1.39 m	34000	34000
	Cost of Unlisted Equipment		9000
TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST			43000



ANEXOS

Se ilustra a continuación una serie de imágenes correspondientes a las distintas fases y/o etapas del proceso de síntesis del ácido cítrico desarrollado en el Laboratorio de Química Orgánica de la Facultad de Ingeniería.

AGENTE FERMENTADOR



Cultivo de *Aspergillus niger*



ETAPA DE FERMENTACIÓN SUMERGIDA



Proceso de fermentación sumergida utilizando melaza de caña como fuente de carbohidratos

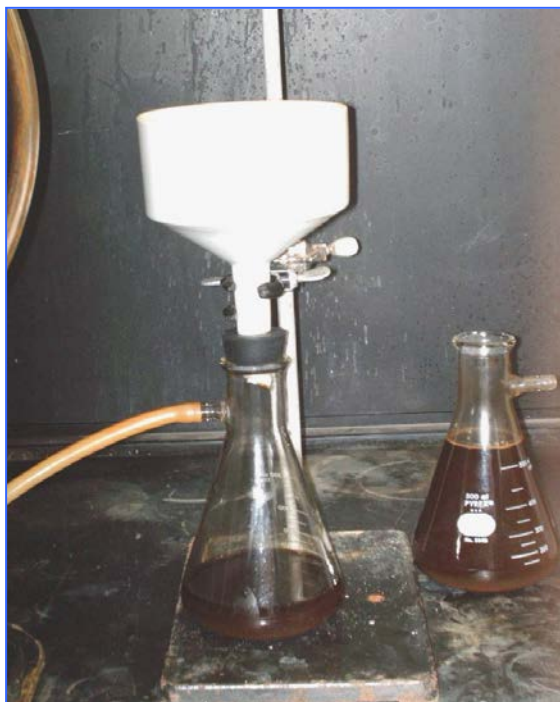


FILTRACIÓN DEL MICELIO O BIOMASA





PROCESO DE FILTRACIÓN AL VACÍO DE LAS SALES DE CALCIO GENERADAS EN EL PROCESO DE RECUPERACIÓN





PROCESO DE PURIFICACIÓN DEL PRODUCTO



Equipo de destilación al vacío



Producto final recuperado y purificado



PROCESO DE CARACTERIZACIÓN DEL PRODUCTO



Preparación de muestras para el estudio colorimétrico



(De izq. a Der.) Muestra patrón (blanco), 10%, 15% y 20% en azúcares



Ensayo por titulación empleando como indicador fenolftaleína