

Estudio de viabilidad de una planta de producción de ácido cítrico por fermentación

ÁLVARO GONZÁLEZ GARCINUÑO¹

Universidad de Salamanca
alvaro_gonzalez@usal.es

SUMARIO

El presente estudio tiene por objetivo analizar la viabilidad tecnológica y económica de la posible implantación de una industria biotecnológica de producción de ácido cítrico por fermentación en el territorio español. La economía española se encuentra en el inicio de la recuperación, y la implantación de nuevas industrias ha de ser un motor para la creación de empleo en años sucesivos. Este trabajo analiza el mercado para el ácido cítrico en España y atendiendo a las tecnologías posibles, estima el punto de nivelación para calcular la rentabilidad de la planta de producción.

Palabras clave: ácido cítrico, estimación, planta de producción.

SUMMARY

The main objective of this study is the analysis of technological and economical feasibility for locating a biotechnological factory for citric acid production in Spanish territory. Actually, Spanish economy is starting its repossession, and lay-out new factories must be the key piece for employment creation in future years. This work looks at citric acid market

¹ Álvaro González Garcinuño es Graduado en Biotecnología por la Universidad de Salamanca, y Máster en Biología Celular y Molecular por la misma universidad. Desde julio de 2014, es Personal Investigador (PI) en el Grupo de Investigación de la Dra. Martín del Valle (Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Salamanca).

in Spain and, taking care possible technologies, estimate break-even point in order to calculate the possible rentability of our industrial plant.

Key words: citric acid, estimation, production factory.

1. INTRODUCCIÓN

En este apartado estudiaremos las características básicas del producto y del proceso fermentativo para el establecimiento de una planta de producción de ácido cítrico en España.

1.1. PROPIEDADES DEL PRODUCTO

El ácido cítrico es un ácido orgánico, clave en el metabolismo glucídico, con fórmula química: $C_6H_8O_7$ y peso molecular de 192,12 g/mol.²

A continuación se detallan algunas de sus propiedades físicas y químicas:

- a) Aspecto y Forma: cristalino
- b) Color: blanco
- c) Olor y sabor: Fuerte ácido
- d) pH: 1,8 a aprox.50 g/l a 25 °C
- e) Punto/intervalo de fusión: 153 - 159 °C
- f) Solubilidad en agua: 383 g/L a 25 °C
- g) Coeficiente de reparto n-octanol/agua - log Pow: -1,64 a 20 °C
- h) Densidad: 1,66 g/cm³
- i) Toxicidad aguda: DL50 Oral - rata - 5.400 mg/kg

La producción de ácido cítrico se realiza desde principios del siglo XX por métodos fermentativos, obteniendo mucho mejor rendimiento que por procesos de síntesis química. Tradicionalmente se han empleado hongos para este proceso, particularmente *Aspergillus niger* y serán las alternativas que estudiemos posteriormente, aunque recientemente se comienza a trabajar con bacterias y levaduras para intentar optimizar el proceso³.

2 Ficha Técnica: Ácido cítrico anhidro. USP; Distribuidora de Químicos Industriales S.A.

3 Kapur, K.K. et al. "Citric acid". Prescott y Dunn's Industrial Microbiology. pp 709-747. 1982.

Respecto a la Seguridad, higiene y condiciones de conservación, las etiquetas del producto comercial muestran que no es un producto especialmente peligroso y cuya conservación tampoco es excesivamente delicada. Tan sólo se detalla la irritación ocular causada por el ácido. Con respecto a la conservación, se recomienda mantener el envase cerrado herméticamente en un lugar seco y bien ventilado.

1.2. APLICACIONES EN EL MERCADO. DESTINOS COMERCIALES

La producción mundial de ácido cítrico supera las 300.000 toneladas al año. El ácido cítrico se obtiene exclusivamente por fermentación. La mayor planta de producción es de la empresa Pfizer, con capacidad superior a 80.000 toneladas anuales.

La distribución de ventas del producto es la que sigue: 70% consumido por la industria de alimentos y bebidas, y un 18% consumido por la industria farmacéutica.

En la industria alimentaria, este ácido supone 2/3 del mercado de los acidulantes, destacando claramente por encima del ácido fosfórico y del ácido málico. Su etiquetado como aditivo alimentario es el E-330⁴.

1.3. BIOQUÍMICA DEL PROCESO

El ácido cítrico es un intermediario en el ciclo de los ácidos tricarboxílicos (CAT), o ciclo de Krebs, es decir, el centro del metabolismo glucídico. En condiciones habituales, los intermediarios del ciclo de Krebs se mantienen constantes, a niveles bajos, en estado estacionario. Esta baja concentración se consigue por la regulación de las enzimas que participan en las ocho reacciones del ciclo.

Parece lógico por tanto, que para una acumulación excesiva de ácido cítrico se necesite uno o varios defectos en el ciclo. Además, para facilitar su recolección deberá presentar un mecanismo de expulsión de dicho compuesto al exterior celular⁵.

4 Informe de la European Citric Acid Manufacturers Association (ECAMA). 2012.

5 Belén, M. "Biotechnological production of citric acid". Brazilian Journal of Microbiology 41, pp. 862-875. 2010.

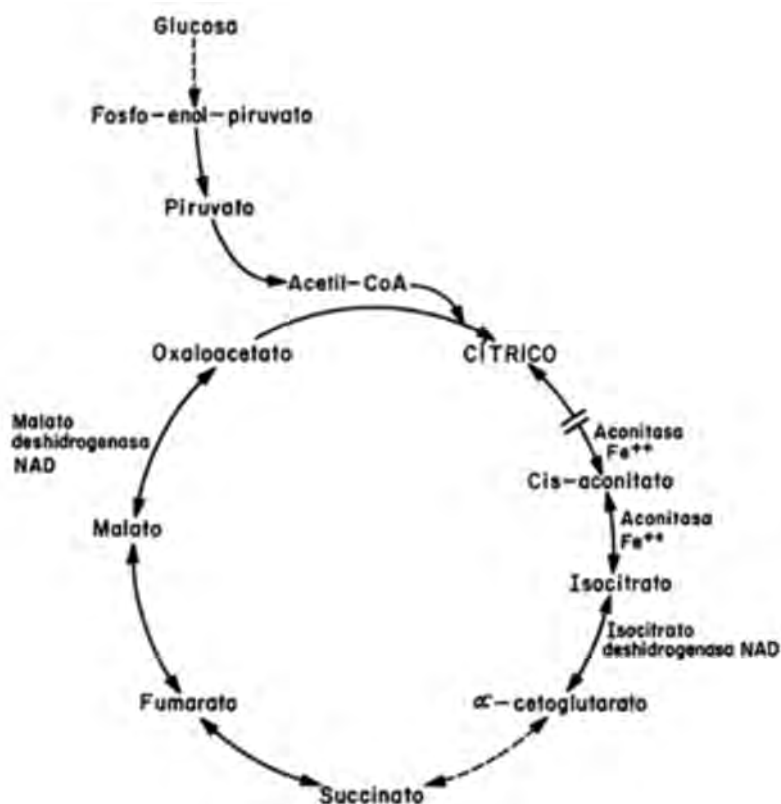


Ilustración 1. Esquema simplificado de glicólisis y CAT. Fuente: elaboración propia

Acumulación de ácido cítrico: Para conseguir acumular ácido cítrico se debe bloquear su transformación en isocitrato, esto se consigue al reducir la presencia de iones hierro, cofactor de la aconitasa (enzima que cataliza este proceso como se observa en la figura). Pero este bloqueo podría causar la muerte del hongo productor, por tanto se precisan de reacciones suplementarias o anapleróticas que consigan de otra manera el resto de los intermediarios del ciclo. Así se consiguen altos rendimientos en volumen de ácido cítrico a partir de glucosa (70-90% w/w).

Otro punto a considerar importante en la fermentación, es la pérdida de Oxalacetato, intermediario previo a la formación de cítrico. Esto ocurre por la oxalacetato hidrolasa, enzima que lo convierte en oxalato y acetato, a pH superior a 4. Para evitarlo, se trabaja a pH 3,5 donde esta enzima en principio, queda desactivada.

Expulsión del ácido cítrico fuera de la célula: Esto se consigue aumentando los niveles de Manganeseo, que forma parte de la síntesis de lípidos de membrana

plasmática. Se consiguen membranas más permeables, que facilitan la excreción del producto celular⁶.

1.4. TECNOLOGÍAS ALTERNATIVAS DEL PROCESO. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Hay dos grandes métodos de producción del ácido cítrico: cultivo superficial y cultivo sumergido, en ambos casos con cepas seleccionadas de *Aspergillus niger*⁷. Aunque también se ha estudiado en levaduras y bacterias, como se comentó antes, esto se encuentra en fase de experimentación y aún no hay buenos rendimientos conseguidos.

- **Cultivo superficial:** Se inoculan las esporas en la superficie del medio, y el aire renueva el CO₂ producido y provisiona nuevo oxígeno al medio. La fermentación así dura 9-12 días. Tras esto se lava el micelio por filtración y el líquido residual se lleva al downstream. Productividad: 0.4 kg/m³h
 - Ventajas: sencillo de operar, y menos susceptible de variaciones ambientales.
 - Inconveniente: tiene una baja productividad.
- **Cultivo sumergido:** Se pueden usar tanques agitados con varias turbinas o fermentadores del tipo air-lift.

Los del tipo air-lift son preferidos por su buena oxigenación y por facilidad de escalar a mayores volúmenes. Favorecen también el crecimiento en pellets de la biomasa, lo que mejora la hidrodinámica del medio.

En tanques agitados, la fricción de las palas de agitación sobre el micelo provoca un crecimiento fragmentado y poco compacto. Se suele trabajar así por lotes. Se esterilizan las melazas, se inoculan esporas o medio fermentativo crecido en reactor auxiliar. Hay un espumado excesivo, que tiene que ser controlado por agentes químicos.

La fermentación en ambos casos, dura 5-8 días. Se filtra el medio y se recupera el líquido filtrado con el ácido cítrico. Presenta la ventaja de ser más eficiente y menos intensivo en personal, que el cultivo en superficie pero tiene la desventaja que requiere de monitorización constante y control muy preciso⁸.

6 Banik, A.K. "Fermentative production of citric acid by *Aspergillus niger*. Strain selection and optimum cultural conditions for improved Citric Acid Production". *Journal of Food Science Technology* 12, pp. 111-114, 1975.

7 Patente US6,303,351. Anastasiadis S. Process for the continuous production of citric acid fermentation. 2001.

8 Soccol, C.R. et al. "New perspectives for citric acid production and Application". *Food Technology Biotechnology* 44, pp. 141-149. 2006.

SELECCIÓN FINAL DE LA TECNOLOGÍA:

Comparando las tres alternativas posibles, se desecha en primer lugar el cultivo superficial, ya que tiene un rendimiento menor y necesita más días de fermentación. En cultivo sumergido se prefiere el cultivo en air-lift, porque se garantiza la homogeneidad del reactor gracias a la agitación del burbujeo. Además el cultivo en tanque agitado precisa de una constante eliminación de la espuma, que impide trabajar en continuo, como sí se puede hacer en el air-lift. Siempre la producción en continuo es preferida ya que evita tiempos muertos entre los equipos, sus cargas y sus descargas.

1.5. MEDIO DE CULTIVO. CALDO DE FERMENTACIÓN

En varias patentes citadas en la bibliografía se detalla el contenido del medio de cultivo, que es más o menos común a todas ellas, variando el origen de la fuente de carbono⁷. Es necesaria una alta concentración de glucosa para que no se acumule ácido oxálico y sí se acumule ácido cítrico. El origen de esta glucosa puede ser variado:

- Comercial: glucosa comercializada con 99% de pureza. Es excesivamente cara para nuestro proceso.
- Jarabe de glucosa: competencia en precio con la industria alimentaria. Encarece el producto.
- Melazas: son el subproducto de la industria azucarera y contienen una alta cantidad de glucosa y también de fuente de nitrógeno (nitrato amonio). Al ser un subproducto son más baratas y obtengo así dos fuentes de elementos en un solo producto. Por estas razones las melazas son nuestra fuente seleccionada⁹.

En la tabla siguiente se especifican todas las concentraciones de los elementos y compuestos presentes en el caldo fermentativo:

9 Hernández-Domínguez J. et al. Separación de fructosa de melaza de caña de azúcar por acomplejamiento con hidróxido de calcio, *Tecnología y Ciencia* 18, pp. 16-24. 2003.

Tabla 1. Composición del medio de cultivo

Glucosa	230 g/L
NH ₄ Cl	4,5 g/L
KH ₂ PO ₄	1,05 g/L
MgSO ₄ · 7H ₂ O	0,525 g/L
CuSO ₄ · 5H ₂ O	1,5 mg/L
Na ₂ MoO ₄ ·	300 µg/L
ZnSO ₄ · 7H ₂ O	0,0315 g/L
CoSO ₄ · 7H ₂ O	0,006 g/L
H ₃ BO ₃	0,06 g/L
MnSO ₄ · 7H ₂ O	0,25 mM
FeSO ₄ · 7H ₂ O	0,0001 mM
CaCl ₂	0,15 g/L
NaCl	0,15 g/L
KI	0,15 mg/L
Ácido Cítrico	2,5 g/L
Tiamina-HCl	3 mg/L
Biotina	0,375 mg/L
Piridoxina-HCl	0,9375 mg/L
Pantotenato	0,9375 mg/L
Ácido nicotínico	0,75 mg/L

Y las condiciones de fermentación de los biorreactores deben ser:

Tabla 2. Condiciones de operación

Temperatura	30°C
pH	3.5
Saturación de oxígeno	Variar aire/O ₂
Velocidad de agitación	600 rpm

Con estas condiciones, según la bibliografía⁷, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 3. Resultados tras la fermentación

Parámetro	Valor
Biomasa	18,085 g/L
Citrato	96,57 g/L
Isocitrato	3,48 g/L
Glucosa	74,63 g/L
Conversión	63,77%
Rendimiento	43,95%
Productividad	1,77 g citrato/L*h

Como se observa en la tabla, tenemos una **productividad de 1,77 gramos de citrato por litro y por hora de fermentación**, ya que hablamos de un proceso en continuo.

1.6. RECUPERACIÓN DEL PRODUCTO. PROCESO DE *DOWNSTREAM*

El primer paso en la recuperación del ácido cítrico consiste en la filtración del micelio¹⁰. Se usan filtros rotatorios para este efecto.

El ácido cítrico no puede ser cristalizado completamente debido a las impurezas de melazas y polisacáridos que presenta el medio de cultivo. Por tanto, hay que realizar varias etapas de purificación¹¹.

1. Precipitar el ácido cítrico en forma de citrato tricálcico por adición de cal a 90°C. Tras esto se filtra el precipitado.
2. El precipitado es acidificado con ácido sulfúrico a 50°C. El CaSO₄ formado se separa por filtración y el líquido contiene el ácido cítrico que sufre un proceso de desionización en columnas de intercambio iónico.
3. Tras las columnas se lleva al cristizador, donde se forman los cristales a 20-25°C para generar el producto final que es separado por centrifugación del resto del sobrenadante.

10 Garibay, G., Ramírez, Q., Munguía, L. Biotecnología Alimentaria. LIMUSA. 2002.

11 Patente 2,046,576. Nara H. Separation of citric acid and isocitric acid. 1971.

En el diagrama de flujo que se presenta en la siguiente página (Ilustración 2) se comprende mejor el proceso de forma gráfica.

Por simplificar, en este diagrama no aparecen ni las concentraciones ni las temperaturas y presiones de cada una de las corrientes y equipos.

1.7. PREPARACIÓN DEL MEDIO DE CULTIVO. PROCESO DE *UPSTREAM*

Las melazas son procedentes de la industria azucarera. Se almacenan en un tanque según son recibidas. Como contienen alta cantidad en sacarosa, son disueltas en otro tanque en agitación con agua, para ajustar bien a los requerimientos del proceso fermentativo. Tras ello son filtradas eliminando restos y residuos de las melazas y quedándonos solamente con la fuente de carbono (glucosa) y la fuente de nitrógeno (nitrato amonio)¹².

Tras ello, en otro tanque se añaden el resto de nutrientes por otra corriente, hasta alcanzar las cantidades descritas en la Tabla 1. Esta mezcla, que es el medio de cultivo, se pasa por un intercambiador de calor hasta alcanzar los 121°C, de tal forma que se esteriliza el medio de cultivo.

Tras ese paso, se vuelve a pasar por otro intercambiador, para reducir su temperatura hasta aproximadamente 30°C que es la temperatura a la que ocurre la fermentación. Tras esto, la corriente es introducida de forma continua al fermentador, donde ya se encuentra, al ser un proceso en continuo, el inóculo de *Aspergillus niger*, que realizará la biotransformación¹³.

Todo este proceso de *upstream* también está detallado en el diagrama de flujo simplificado que se presenta a continuación.

12 Shierbolt, J. Fermentation Processes for the production of Citric Acid. Messo-Chemietech-nik. Process Biochemistry. 1975.

13 Kristiansen, B., Matthey, M. Linden, J. Citric Acid Biotechnology. 2002.

1.8. DIAGRAMA DE FLUJO. ESQUEMA-RESUMEN

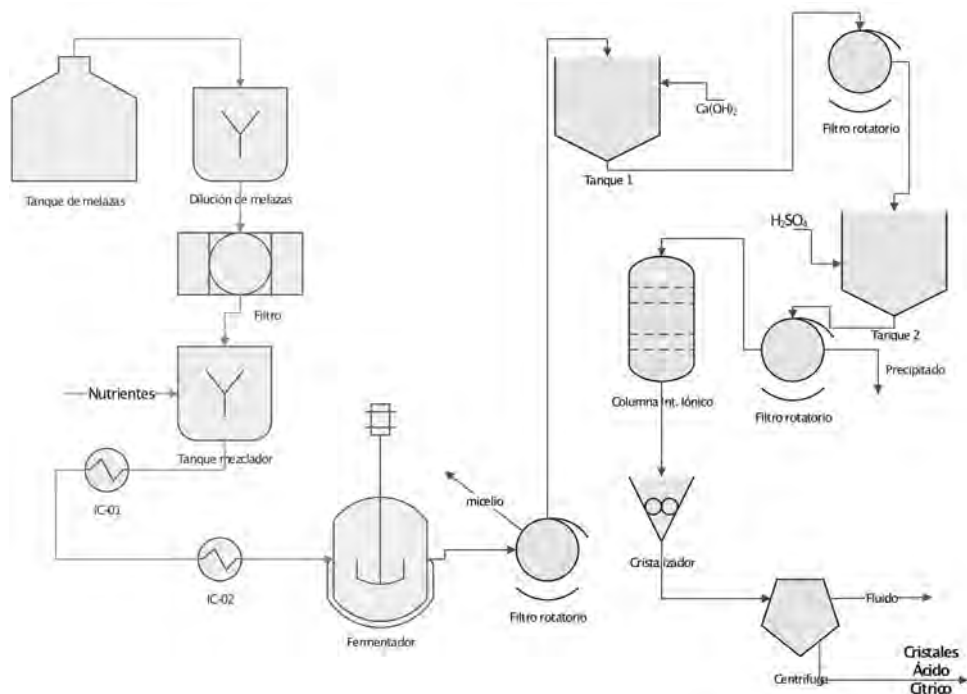


Ilustración 2: Diagrama de flujo simplificado.
Fuente: Elaboración propia. Diseño con MO Visio.

2. ESTUDIO DE MERCADO

En este segundo apartado estudiaremos la viabilidad de nuestro proyecto desde el punto de vista económico. Analizaremos el sector del ácido cítrico en el mundo y particularmente en España, país donde se piensa implantar nuestra fábrica de producción.

2.1. ANÁLISIS DE LOS PRINCIPALES COMPETIDORES

En España no existe actualmente, ninguna planta que comercialice ácido cítrico. Por tanto, todo el ácido cítrico consumido es importado. Hay una ligera exportación de cítrico que se puede explicar porque existan empresas españolas que se

encarguen de las transacciones comerciales, importando de otros países, y exportando a otros distintos, aunque no haya producción estrictamente en España.

Este dato de ausencia de plantas de producción parece “*a priori*” un punto favorable para nuestra implantación, ya que nos garantizaría la exclusividad del mercado nacional.

Como no tenemos datos de competidores españoles, analizaremos las empresas productoras en el mercado próximo, es decir, en Europa. Según la ECAMA (European Citric Acid Manufacturers Association) hay cuatro empresas que comercializan cítrico en la Unión Europea⁴:

- Gadot Biochemical Industries Ltd. En Israel. Producción anual: 60.000 toneladas.
- Citrique Belge. En Bélgica. Producción anual: 75.000 toneladas.
- Jungbunzlauer. En Francia. Producción anual: 40.000 toneladas.
- Cargill. En Alemania. Producción anual: 70.000 toneladas.

En el mercado global, la mayor planta de producción se encuentra en EEUU, de la empresa Pfizer, como comentamos en el primer punto. Cada vez más, China está entrando en el mercado, e implantando plantas con productos muy competitivos, que están revolucionando el mercado mundial del ácido cítrico.

2.2. CÁLCULO DE LA DEMANDA. PREDICCIÓN DE LA DEMANDA FUTURA

En este punto realizaremos la estimación de la demanda futura en España, por dos métodos diferentes: el método de la tendencia histórica y el método econométrico. Para estimar la demanda, se calcula el Consumo Nacional Aparente (CNA) de la siguiente manera:

$$CNA = Producción + Importación - Exportación$$

Como en España no hay producción, el CNA queda reducido a Importaciones y Exportaciones.

Procedemos a estimar el Consumo Nacional Aparente:

a) *Proyección de la Tendencia Histórica*

Se supone que la tendencia de la demanda continúa con la misma pendiente en años futuros. De ICEX¹⁴ se obtienen los datos de Importaciones y Exportaciones, para los últimos años y se calcula el CNA.

14 Instituto de Comercio Exterior. Ministerio de Asuntos Exteriores. Gobierno de España.

Tabla 4. Evolución CNA español.
Fuente: ICEX. Ministerio de Asuntos Exteriores.

Año	Importación (t/año)	Exportación (t/año)	Producción Nacional (t/año)	CNA (tm/año)
1997	15839,2	589,0	0,0	15250,2
1998	16645,3	1136,1	0,0	15509,3
1999	17608,0	616,5	0,0	16991,5
2000	20408,1	490,2	0,0	19917,9
2001	20881,1	373,8	0,0	20507,4
2002	23173,0	586,2	0,0	22586,8
2003	27805,6	874,5	0,0	26931,1
2004	29843,5	939,5	0,0	28904,0
2005	28474,5	904,0	0,0	27570,5
2006	27908,8	858,9	0,0	27049,8
2007	30308,1	783,8	0,0	29524,3
2008	28791,0	1836,7	0,0	26954,3
2009	28227,2	1215,9	0,0	27011,2
2010	30621,5	1275,5	0,0	29346,0
2011	29263,6	1335,7	0,0	27927,9
2012	33290,7	1482,0	0,0	31808,7
2013	29652,6	3317,8	0,0	26334,8

En la gráfica siguiente (Ilustración 3), observamos la evolución de las curvas de Importaciones, Exportaciones y CNA en España desde 1997.

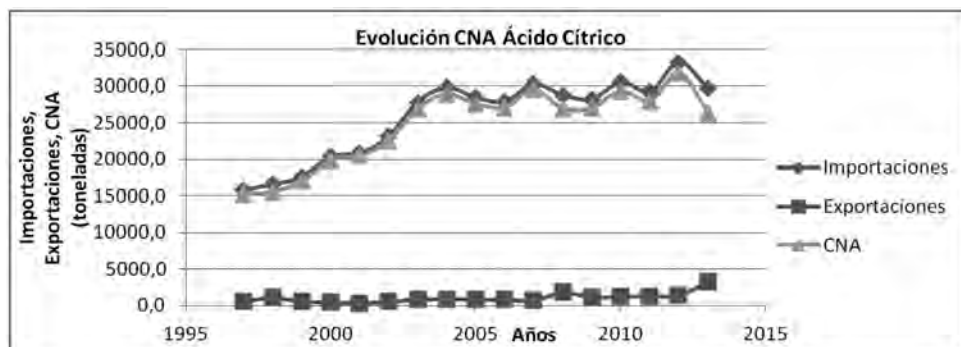


Ilustración 3. Evolución CNA Ácido Cítrico. Fuente: Elaboración propia.

Ahora tratamos de obtener una ecuación que relacione el CNA con los años:

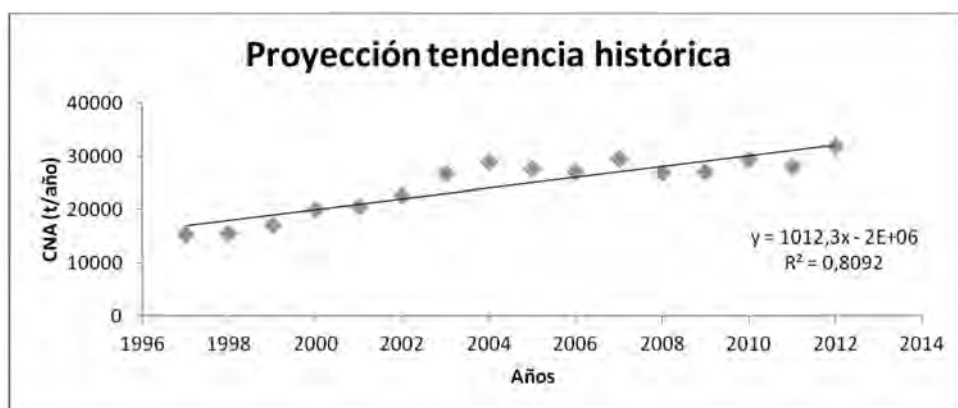


Ilustración 4. Proyección Tendencia Histórica. Fuente: Elaboración Propia.

Observamos cómo con el paso de los años, va aumentando el consumo de ácido cítrico en España. Se puede aproximar a una línea recta, siempre en constante crecimiento.

Del ajuste por el método de mínimos cuadrados nos resulta una recta:

$$Y = 1012,3X - 2 \cdot 10^6$$

Sustituyendo los años, calculamos la demanda, en el momento de implantación de nuestra planta: 2014, y en el momento del final de la vida útil de la misma, que suponiendo 20 años, se sitúa en el año 2034.

Año	CNA estimado (t/año)
2014	38973,6
2034	59018,2

b) *Métodos econométricos*

Estos métodos consisten en relacionar parámetros socio-económicos del país como la población o el Producto Interior Bruto con la producción. Si se observa una buena relación entre ambos, se puede predecir ese parámetro y con ello estimar el CNA para los años que nosotros deseamos.

Vamos a estudiar la relación **CNA-Población**. Obtenemos los datos de la evolución poblacional del Instituto Nacional de Estadística, resultando:

Tabla 5. Evolución Población española.
Fuente: Instituto Nacional de Estadística de España

Año	Población	Año	Población
1997	39.669.394	2005	44.108.530
1998	39.852.651	2006	44.708.964
1999	40.202.160	2007	45.200.737
2000	40.499.791	2008	46.157.822
2001	41.116.842	2009	46.745.807
2002	41.837.894	2010	47.021.031
2003	42.717.064	2011	47.190.493
2004	43.197.684	2012	47.265.321

Representando estos datos de población respecto a los años, observamos que tenemos un muy buen ajuste, casi una línea recta, y por tanto se podrá estimar de forma fiable la población en el futuro.

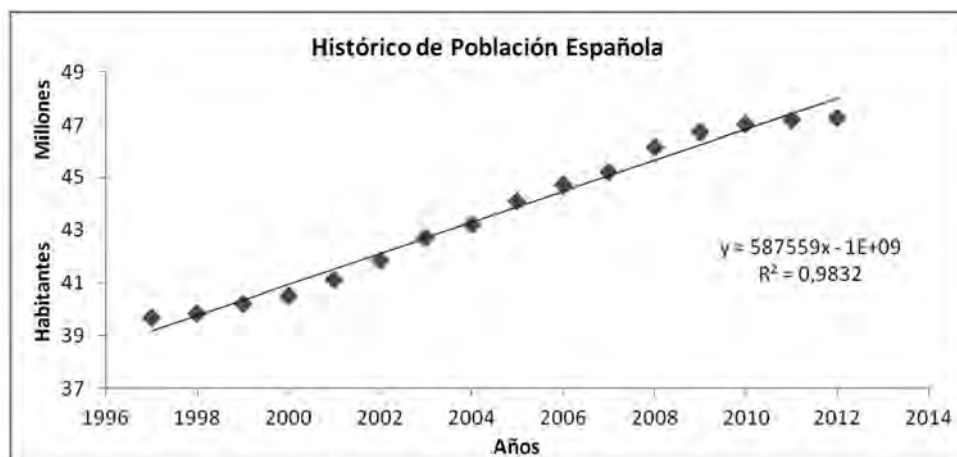


Ilustración 5. Histórico de la población española. Fuente: Elaboración propia.

Ahora analizamos si hay relación entre el CNA y la población. A priori, así debería ser, ya que el ácido cítrico es un producto corriente para la industria alimentaria, y a medida que incrementa la población, las necesidades de alimentos son cada vez mayores.

Representamos en la Ilustración nº 6 la relación entre Población española y CNA (calculado previamente para cada año):

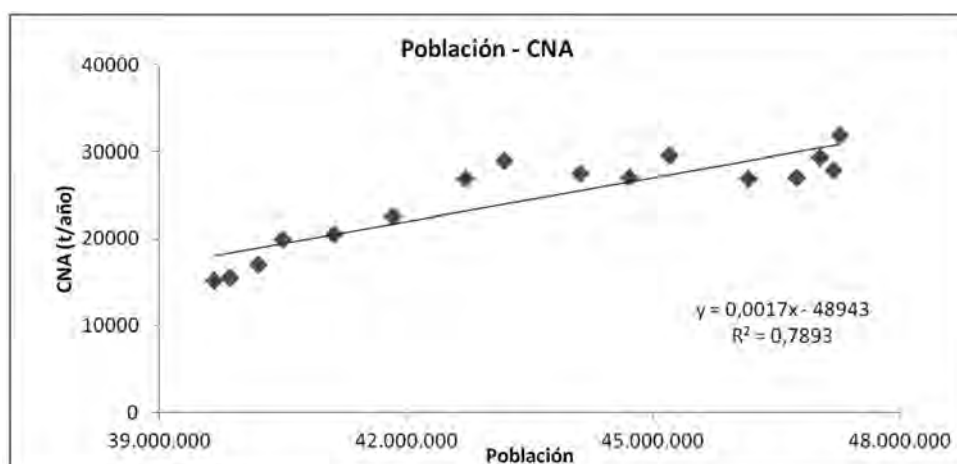


Ilustración 6. Relación entre Población y CNA.

Aunque no se ajusta perfectamente a una línea recta, sí se ve que hay una relación bastante directa entre la población y el CNA. A pesar de la dispersión observada en los últimos puntos, se pueden aceptar estos resultados ya que son sólo una estimación.

De esta manera, con las ecuaciones deducidas, se calcula la población para años 2014 y 2034.

Cálculo de la Población:

Año	Nº habitantes
2014	49.174.845
2034	60.926.025

Y con esas poblaciones, se estima el CNA según la ecuación deducida previamente:

Año	CNA (t/año)
2014	34654,2
2034	54631,2

Esta sería la demanda estimada para el inicio y el final de la planta.

Como se han utilizado dos métodos para estimar la demanda en años sucesivos, con la media aritmética se obtendrá el valor definitivo para siguientes cálculos de este proyecto de implantación de una planta de producción de ácido cítrico. No hay una desviación considerable entre lo estimado por un método y por otro, por este motivo, la media aritmética es un procedimiento adecuado de cálculo. Los valores de CNA estimados se presentan a continuación.

	TENDENCIA HISTÓRICA	ECONOMETRICO POBLACIONAL	<i>MEDIA</i>
2014	38973,6	34654,2	36814
2034	59018,2	54631,2	56825

Con estos datos estimaremos el tamaño adecuado de la planta de producción, en el siguiente apartado del proyecto.

3. ESTUDIO DEL TAMAÑO DE LA PLANTA

Para estimar el tamaño del proyecto es necesario calcular el punto de nivelación, es decir, la cantidad de producto producida a partir de la cual la fábrica es rentable. Este punto se obtiene por el corte entre dos curvas: la curva de ventas y la curva de costes.

La curva de ventas se calcula como: $V = p * q$

Es decir, estamos ante una línea recta $y = ax$ donde la pendiente es el precio. El precio a considerar lo obtenemos desde Eurostat, estudio de PRODCOM, donde nos da el precio para España en el año 2011 (último dato disponible), que es de 6,48€/kg¹⁵. Debemos corregir ese precio al 2013, con el IPRI de la Industria Química (último dato disponible).

$$P_{2013} = P_{2011} \frac{IPRI\ 2013}{IPRI\ 2011} = 6,40 \frac{113,61}{109,02} = 6,75 \frac{\text{€}}{\text{kg}}$$

Suponemos un mercado elástico ($E = -\infty$), donde el precio no varía y será siempre el mismo.

La curva de costes se calcula de forma muy aproximada como:

$$C = M_1 + M_5 + 1,5M_2 + 0,3I$$

Para calcular esa curva, se toma como una línea recta, calculando los valores de C en dos puntos: a $Q = 0$ y a $Q = Q_{max}$ (será la máxima demanda estimada en el estudio de mercado del apartado anterior).

En esa curva, los valores de M dependen de la capacidad de la planta, y el valor de I es constante, independientemente de la producción anual de nuestra fábrica.

Calcularemos los valores de las distintas partes de la ecuación, para una producción de 56825 toneladas de ácido cítrico por año, que es la demanda máxima en el año 2034.

3.1. CÁLCULO DEL COSTE DE LAS MATERIAS PRIMAS – M1

En las tablas del apartado primero se detallaba la composición del medio de cultivo, y los rendimientos de ácido cítrico con esa concentración. Se obtenía un

15 Estudio PRODCOM sobre productos manufacturados en la UE. Eurostat. Comisión Europea. 2011.

rendimiento de 1,77 gramos por litro y por hora de fermentación. Si se quieren producir ese número de toneladas al año, suponiendo un trabajo en continuo de 334 días al año, 24 horas al día, se realiza la conversión:

$$56825000 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \frac{1 \text{ año}}{334 \text{ días}} \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 7080 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Además, la patente citada previamente nos informa que la conversión de la glucosa es del 67%, por tanto, el gasto de glucosa es: $\frac{1,77 \frac{\text{g}}{\text{l}} \cdot \text{h}}{0,67} = 2,64 \frac{\text{g}}{\text{l}} \cdot \text{h}$

Como no hay datos del resto de los componentes, de su rendimiento de conversión en ácido cítrico, se realiza la asunción de “igualdad con la glucosa”, y se refieren todos a ella, para calcular las productividades, y con ello la cantidad de materias primas.

Tabla 6. Cálculo de consumos de materias primas

Materias primas	Concentración (g/L)	Referida a glucosa (g x/g glucosa)	Consumos g x/lh
Glucosa	230	1,000E+00	2,640E+00
Cloruro amonio	4,5	1,957E-02	5,165E-02
Fosfato potásico	1,05	4,565E-03	1,205E-02
Fuente de Mg	0,525	2,283E-03	6,026E-03
Fuente de Cu	0,0015	6,522E-06	1,722E-05
Fuente de Mo	3,00E-04	1,304E-06	3,443E-06
Fuente de Zn	0,0315	1,370E-04	3,616E-04
Fuente de Co	0,006	2,609E-05	6,887E-05
Ac Bórico	0,06	2,609E-04	6,887E-04
Fuente de Mn	1,48E-06	6,435E-09	1,699E-08
Fuente de Fe	0	0,000E+00	0,000E+00
CaCl2	0,15	6,522E-04	1,722E-03
NaCl	0,15	6,522E-04	1,722E-03
KI	0,00015	6,522E-07	1,722E-06
Tiamina	0,003	—	—
Biotina	0,000375	—	—
Piridoxclorina	0,0009375	—	—
Ac Pantoteico	0,0009375	—	—
Ac Nicotínico	0,00075	—	—

Para el cálculo de las vitaminas, como se aportan al medio de cultivo en alta concentración, se estima gasto anual en esa concentración.

Ahora se debe estimar el tamaño del fermentador, para ver el consumo en gramos/hora, y con ello tasar el coste de la materia prima.

Se buscan producir 7089 kg/h, valor resultante de ácido cítrico tras el proceso de *downstream*. Se estiman las pérdidas en las etapas de purificación siguiendo las recomendaciones de Kristiansen B. que afirma que el rendimiento de recuperación del ácido cítrico se sitúa entre un 50 y un 80%, dependiendo la sal que se escoja en la primera parte de la purificación, siendo más alto si tomamos el hidróxido de calcio¹³. Por tanto, de esta afirmación se puede deducir que nos encontramos cercanos al 80% de purificación. Para asegurar que no sobreestimamos el proceso de *downstream*, se toma un valor algo menor: 70%.

Por tanto, para producir 7089 kg/h, del fermentador deberán salir: 10127 kg/h. Conociendo la productividad, se estima el tamaño del fermentador:

$$\frac{10127 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0.00177 \frac{\text{kg}}{\text{h.l}}} = 5721549 \text{ litros} = 5722\text{m}^3$$

Con estos valores, se estiman las necesidades por hora de cada materia prima. Se presentan en la Tabla 7:

Tabla 7. Necesidades por hora de las materias primas

Materias primas	Consumo kg/h
Glucosa	15104,889
Cloruro amonio	295,530
Fosfato potásico	68,957
Fuente de Mg	34,479
Fuente de Cu	0,099
Fuente de Mo	0,020
Fuente de Zn	2,069
Fuente de Co	0,394
Ac Bórico	3,940
Fuente de Mn	0,0001
Fuente de Fe	0,0000
CaCl ₂	9,851
NaCl	9,851
KI	0,010

La glucosa y el cloruro de amonio se obtienen de las melazas. Se conoce de la bibliografía la composición media de las melazas hidrolizadas de la caña de azúcar, que es: 21,3 gr glucosa/100 gr melazas hidrolizadas. Y el cloruro de amonio está en las proporciones adecuadas para suplir las necesidades una vez diluido.

Necesitamos 4,69 kg melaza/kg glucosa. Por tanto, la cantidad de melazas por hora se multiplica por este factor: 70915 kg melaza/h.

Se calculan a continuación los precios de todas las materias primas. Todos los precios serán obtenidos de la Alibaba Group¹⁶ (líder del comercio mundial con empresas) y Sigma-Aldrich, que nos aporta el dato DDP (Delivery Duty Paid). Los productos en grandes cantidades son estimados con el primer recurso bibliográfico, ya que se necesitan suministros muy grandes, del orden de las toneladas. Dicha web ofrece el dato FOB (Free on Board), y siguiendo las reglas de pulgar, se estima que el valor DDP es el doble del valor FOB.

Una tonelada de melaza de azúcar tiene un precio de US\$ 120 (precio FOB), haciendo la conversión resultan: 87€ para 1000 kg de melazas. Suponiendo que el Precio FOB es aproximadamente la mitad del precio DDP serían ante 174€ para 1000 kg de melazas.

Precio por kg = 0,174€/kg de melaza de azúcar.

Además de las materias primas antes expuestas, son necesarios dos reactivos más para el proceso de purificación, el hidróxido de calcio y el ácido sulfúrico, que según detalla la bibliografía son necesarios en la siguiente proporción:

- Hidróxido de Calcio: 579 kg por 1000 kg de cítrico.
- Sulfúrico: 765 kg por 1000 kg de cítrico.

Sin embargo, en este punto de la purificación no se trabaja con 10127 kg/h, ya que esa es la salida del fermentador, sino con menos que esa cantidad, pero más que el rendimiento de los cristales de 7089 kg/h. Para simplificar los cálculos, y debido a la ausencia de datos a este respecto, se decide tomar un valor de 9000 kg/h para el hidróxido de calcio (está antes como etapa de purificación) y 8000 kg/h para el sulfúrico (se localiza después en el proceso de purificación). Con estas suposiciones grosso modo, los requerimientos de estas materias primas son los siguientes:

- Hidróxido de Calcio: 5211 kg/h
- Sulfúrico: 6120 kg/h

Con los datos completos, se presenta la tabla detallada de precios (Tabla 8), convirtiendo al gasto anual de cada una de las materias primas:

Tabla 8. Estimación de precios anual de materias primas

Materias primas	Consumo kg/h	Precio/kg	Precio /h	Precio/año
Glucosa	15.104,889	0,17 €	12.326,50 €	98.809.192,03 €
Cloruro amonio	295,530			
Fosfato potásico	68,957	1,16 €	79,99 €	641.201,77 €
Fuente de Mg	34,479	0,13 €	4,48 €	35.929,41 €
Fuente de Cu	0,099	62,08 €	6,12 €	49.021,93 €
Fuente de Mo	0,020	366 €	7,21 €	57.802,92 €
Fuente de Zn	2,069	185,40 €	383,54 €	3.074.451,91 €
Fuente de Co	0,394	142,10 €	55,99 €	448.841,24 €
Ac Bórico	3,940	55,00 €	216,72 €	1.737.246,16 €
Fuente de Mn	0,000	38,40 €	0,00 €	29,92 €
Fuente de Fe	0,000	0,00€	0,00 €	0,00 €
CaCl₂	9,851	40,20 €	396,01 €	3.174.422,53 €
NaCl	9,851	14,04 €	138,31 €	1.108.678,91 €
KI	0,010	281,20 €	2,77 €	22.205,16 €
Hidróxido Calcio	5.211,0	0,15 €	755,60 €	6.056.849,52 €
Ac. Sulfúrico	6.120,0	0,37 €	2.264,40 €	18.151.430,40 €

A estos valores se deben sumar los costes de vitaminas, que son añadidas anualmente, en concentración suficiente independiente del proceso en continuo:

Tabla 9. Estimación del coste de vitaminas

	Concentración g/L	Kg/ año	Precio/kg	Precio/año
<i>Tiamina</i>	0,003	17,166	516,30 €	8.862,806 €
<i>Biotina</i>	0,000375	2,146	103,40 €	221,871 €
<i>Piridoxiclorina</i>	0,0009375	5,364	1.910,00 €	10.245,956 €
<i>Ac Pantoteico</i>	0,0009375	5,364	701,00 €	3.760,427 €
<i>Ac Nicotínico</i>	0,00075	4,292	110,00 €	472,065 €

Así resulta, de modo aproximado, un coste anual de las materias primas (M1) de:

$$M1 = 133.390.866,93 \text{ €}$$

3.2. CÁLCULO DEL COSTE DE LOS SERVICIOS GENERALES – M5

En estas etapas de estimación, aún no hay diseño detallado de los equipos, ni de los intercambiadores de calor y otros instrumentos. Resulta muy complicado hacer una estimación de la cantidad de agua de refrigeración, vapor, y otros servicios generales que va a necesitar nuestra planta. Para solucionar esto, se recurre a otra aproximación, siguiendo las reglas del pulgar, que afirma que el coste de los servicios generales oscila entre el 10-20% de los costes totales. Se toma el valor medio (15%) para los cálculos. Se define de esta forma M5:

$$M5 = 0,15 * C$$

3.3. CÁLCULO DEL COSTE DE LA MANO DE OBRA – M2

Para estimar el coste de la mano de obra, se calcula el término Hombres*Hora, de dos formas diferentes:

– Cálculo de H desde las operaciones unitarias:

Según Axel y Robertson, en la Tabla 10 se detalla la dedicación de los hombres en una planta de producción. Nos interesa para nuestra planta la columna de continuo.

Tabla 10. Estimación de necesidades de mano de obra. Fuente: Axel y Robertson

<i>Sección de fabricación</i>	<i>Cada hombre en discontinuo</i>	<i>Cada hombre en continuo</i>
Purificación	1-2 extractores/destiladores	Hasta 5 operaciones
Filtración	2-3 filtros discontinuos	Hasta 6 filtros continuos
Compresión de gases	1-2 compresores independientes	Una central
Reacción	1-3 reactores	Una sección de reacción

La planta, en su disposición inicial presenta como equipos: 1 sólo fermentador, 4 filtros, dos tanques de precipitación, un tanque de cristalización, una centrifugadora, y las etapas de preparación *upstream*.

Siguiendo la tabla nº10: el fermentador sería atendido por un hombre, los filtros por otro hombre, y las operaciones de purificación por otro hombre (suman menos de 5). Sería necesario además, otro hombre para las operaciones de preparación o upstream. Por tanto, en cada turno necesitamos 4 hombres. Se suponen 5 turnos para trabajar 24 horas incluidos los fines de semana y festivos, y poder dar a los trabajadores 4 semanas de vacaciones al año. Obtenemos un valor de $H = 20$ hombres

Para transformarlo en el parámetro $H * h$ es necesario multiplicar por el número de horas de cada trabajador al año (h):

$$h = 48 \frac{\text{semanas}}{\text{año}} 40 \frac{h}{\text{semana}} = 1920 \text{ horas}$$

De esta forma:

$$H * h = 20 * 1920 = 38400 \text{ Hombres} * \text{ hora}$$

– Cálculo por ecuación de Dra. Andrés: Es una ecuación válida para España, donde afirma:

$$\frac{H * h}{t * op} = 61,33 * q^{-0,82}$$

Donde q viene expresada en Toneladas/día. Sustituyendo en la ecuación:

$$\frac{H * h}{t * op} = 61,33 * 170,13^{-0,82} = 0,0148$$

$$H * h = \frac{H * h}{t * op} * \frac{t}{\text{año}} * op = 0,0148 * 56825 * 13 = 10933 \text{ Hombres} * \text{ hora}$$

Se consideran 13 operaciones, que son las siguientes: dilución de las melazas, filtración, mezclado con los nutrientes, esterilización (intercambiador de calor), fermentación, filtración del micelio, adición de hidróxido de sodio, filtración, adición de ácido sulfúrico, filtración, columna de intercambio iónico, cristalización, centrifugación.

Con ambos cálculos, se toma el valor medio con el que se estimará después el coste de la mano de obra. Valor medio: 24667 Hombres*hora.

Conocemos el coste laboral de Ingeniería Química (dato 2012), presente en la bibliografía, que toma por valor: 23,57€/H*h¹⁷

Aplicando este factor:

$$M2 = 24667 (H * h) * 23,57 \frac{\text{€}}{(H * h)} = 581389,4 \text{ €}$$

Por tanto, el coste anual de la mano de obra (M2) es:

$$M2 = 581.389,40\text{€}$$

3.4. CÁLCULO DEL COSTE DEL INMOVILIZADO - I

El inmovilizado es el importe que debo aportar para el comienzo de la actividad de la planta. El inmovilizado I tiene tres contribuciones: $I = I_A + I_B + I_C$, donde:

- I_A es el activo fijo
- I_B son los estudios previos
- I_C es la puesta en marcha

Cálculo de I_A

El activo fijo puede calcularse por varios métodos, dependiendo de la información bibliográfica de la que se disponga: por el método del coeficiente de giro, método de Williams o método de coeficiente de inmovilización unitario. Se desconoce el valor del coeficiente de giro (g), por tanto se realizará por comparación de capacidad y activo fijo, por el método de Williams:

$$I_A = I_B \left(\frac{Q_A}{Q_B} \right)^n$$

Donde n puede ser igual a 1 si estamos en el mismo orden de magnitud en ambas capacidades (a y b).

De la bibliografía encontramos un estudio en Process Biochemistry del año 1975, realizado en EEUU, para cultivo sumergido con actividad de 72 t/día. Nuestra planta busca trabajar 170 t/día aproximadamente, situándose, por tanto casi en el mismo orden de magnitud (el entorno de 10²).

17 Anales de la Industria Química 2012. Sociedad Española de Química Industrial (SEQUI). 2012.

Se ha de corregir el valor del activo fijo a \$ del año 2013 (último dato disponible). Para hacer la transformación se usa el parámetro CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index)¹⁸, sin corrección por factor de lugar, pues EEUU y España tienen ambos un valor de 1,0 en ese factor.

Cultivo sumergido para 72 t/día → 38.270.000 \$ 1975

$$I_{2013} = I_{1975} \frac{CEPCI\ 2013}{CEPCI\ 1975} = 38270000 \frac{564,7}{182,4} = 118.481.737 \$\ 2013$$

Haciendo ahora la conversión de \$ 2013 a € 2013, se toma el valor de la conversión a 31 de diciembre de 2013: 1 € = 0,725\$ US

$$118.481.737 \$\ 2013 = \frac{0,725\ €}{1\ \$} = 85.899.259 €\ (2013)$$

Ese es el coste para la planta referencia de 72 t/d. Asumiendo que estamos en el mismo orden de magnitud, tomando un n=1, es decir, el máximo de Activo Fijo que podemos llegar a invertir.

$$I_A = I_B \left(\frac{Q_A}{Q_B} \right)^n = 85.899.259 € * \left(\frac{170 \frac{t}{d}}{72 \frac{t}{d}} \right) = 202.817.695 €\ (2013)$$

Así pues, el valor estimado del Activo Fijo es: **I_A = 202.817.695 €**

Cálculo de I_B

Se estima desde el total del Inmovilizado, por la ecuación del Dr. Manning. De las 3 alternativas posibles que presenta, estamos trabajando en gran tonelaje, y que el producto ácido cítrico no necesita tampoco una gran experimentación previa, ya que las patentes ya detallan todo lo necesario para el cultivo del hongo y las etapas de purificación, por esta razón, se asume que:

$$I_B = 0.12 * I$$

18 www.cheresources.com/invision/topic/17758-chemical-engineering-plant-cost-index-2013.

Cálculo de I_C

I_C también se va a estimar desde el Inmovilizado total. Según reglas del pulgar, para Inmovilizado total superior a 10 millones de \$ en el año 1996, el valor de I_C es el 8% del Inmovilizado total. En la página anterior se observaba un activo fijo superior a 10 millones ya en el año 1975, por tanto, consideraríamos a:

$$I_C = 0.08 \cdot I$$

De esta forma, fusionando los valores calculados, en la ecuación del Inmovilizado:

$$I = I_A + I_B + I_C$$

$$I = 202.817.695 \text{ €} + 0,12I + 0,081I \rightarrow I = \frac{202.817.695 \text{ €}}{0,8} = 253.522.119 \text{ €}$$

$$I = 253.522.119 \text{ €}$$

3.5. RESUMEN DE LOS COSTES. CÁLCULO DEL TAMAÑO DE LA PLANTA

Tabla 11. Resumen de los costes de la planta

Parámetro	Valor €
M1	133.390.867
M5	0,15 * C
M2	581.389
I	253.522.119

Aplicando la ecuación: $C = M_1 + M_5 + 1,5M_2 + 0,3I$

$$C = 133.390.867 + 0,15 * C + 1,5 * 581.389 + 0,3 * 253.522.119 = 210.319.585 + 0,15 * C$$

$$\Rightarrow 0,85 * C = 210.319.585 \rightarrow C = \frac{210.319.585}{0,85} = 247.434.806 \text{ €}$$

Por tanto, C_{max} es el valor de esta C que hemos calculado:

$$C_{max} = 247.434.806 \text{ €}$$

El Cálculo de los costes fijos, es decir, cuando $Q = 0$, se hace a partir de este valor de C estimado. Se estima que $C_{fijos} = 0,2 * C$

Así se construye la gráfica para obtener el punto de nivelación

Curva de Precios: $V (\text{€}) = 6,75 * Q (\text{kg})$

Curva de Costes: dos puntos

Q (kg)	C (€)
0	$0,2 * C = 49.486.96$
56825000	247.434.806

Representamos ambas ecuaciones:

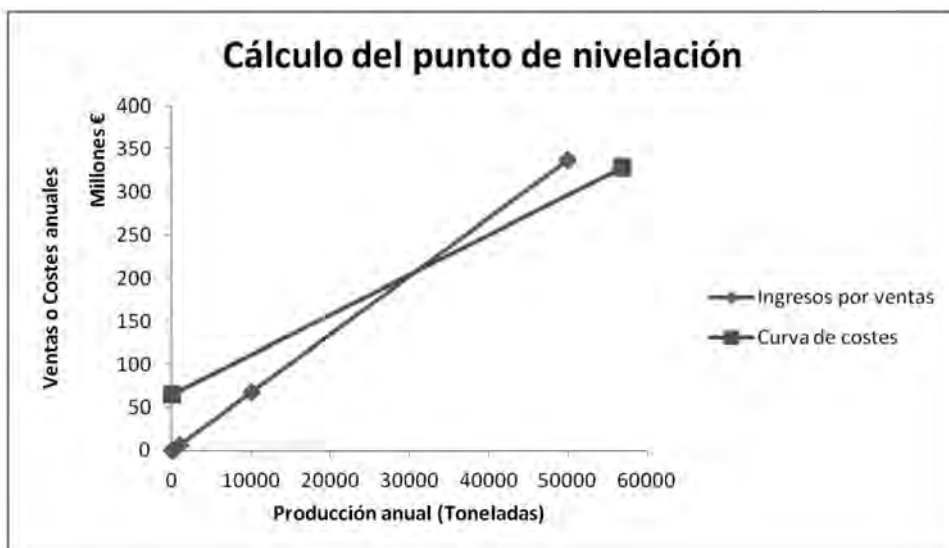


Ilustración 7. Cálculo del punto de nivelación. Fuente: Elaboración propia.

Como se aprecia en la gráfica, el punto de nivelación se alcanza en aproximadamente 32.000 toneladas anuales. Se calcula el valor de la ecuación de costes, por diferencia de los dos puntos, y se resuelve el sistema de ecuaciones para determinar concretamente el punto de nivelación.

Curva de Costes: $y = 4904,6x + 5E+07$

$$\begin{cases} y = 6750x \\ y = 4904,6x + 5E07 \end{cases}$$

$$6750x = 4904,6x + 5E07 \rightarrow 1845,4x = 5E07 \rightarrow x = \frac{5E07}{1845,4} = 27.094 \text{ toneladas}$$

Punto de nivelación: 27.000 toneladas aproximadamente

4. CONCLUSIONES

Ahora debemos tomar la decisión sobre el tamaño de nuestra planta, que lógicamente se situará por encima del punto de nivelación calculado en este apartado.

Estos cálculos están realizados para la demanda en el año 2034, sin embargo, conviene fijarse en la demanda para los años próximos a la puesta en funcionamiento de la planta. La previsión de CNA para este año 2014 es 36.814 toneladas. Por tanto, no podremos realizar un tamaño de planta muy superior a la demanda de los primeros años, ya que estaríamos lanzando al mercado productos que no van a ser consumidos.

Por esta razón, aún asumiendo ligeras pérdidas los primeros años, se podría plantear como posibilidad una planta de capacidad 40.000 toneladas por año, de tal forma que aproximadamente a partir del 4º año supla toda la necesidad nacional, y que produzca beneficios, ya que va a generar 7.000 toneladas extra por encima del punto de nivelación.

De esta forma, con este estudio ha quedado probada la viabilidad económica y tecnológica de la implantación de una factoría de producción de ácido cítrico en el territorio español. Como ya se especificó previamente, estos estudios son estimaciones válidas para un Anteproyecto de planta. Si se decidiera invertir en esta planta, los cálculos deberían precisarse, y reducir la incertidumbre y el error que llevan asociados.