

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**ANTEPROYECTO PARA LA INSTALACION DE UNA
PLANTA PRODUCTORA DE MELAMINA EN MEXICO**

T E S I S

que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

RAFAEL MUÑETON VARGAS

1977



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS. TESIS
ADQ. _____
FECHA 1977
PROC. mt. ██████████

295



Jurado asignado originalmente según el tema:

PRESIDENTE : ING. EDUARDO ROJO Y DEL REUIL

VOCAL : ING. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA

SECRETARIO : ING. ANTONIO FRIAS LENDOZA

1^{er} SUPLENTE : ING. JORGE MARTINEZ MONTES

2^o SUPLENTE : ING. CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ

Sitio donde se desarrolló el tema: Bibliotecas en el D.F.
y domicilio del sustentante.

Nombre completo y firma del sustentante: Rafael Muffetón

Vargas

Nombre completo y firma del asesor del tema: Ing. Antonio
Frias Lendoza

A mis padres,
cuyo enorme sacrificio
hizo posible mi carrera.

A mis hermanos,
como un ejemplo que
deben superar.

A todos mis compañeros
y amigos.

A Rosa Elena
con cariño.

A todos mis maestros.

Con agradecimiento,
al Ing. Antonio Frías
mi maestro y amigo.

<u>Indice</u>	<u>Página</u>
Introducción.	1
<u>Capítulo I</u>	
Naturaleza de la melamina.	3
Descripción y propiedades.	3
Usos principales.	4
Consumidores de melamina.	5
Antecedentes. Relación con la industria química en México.	6
Especificaciones tipo.	9
<u>Capítulo II</u>	
Proceso O.S.W.	12
Proceso B.A.S.F.	19
Proceso L.S.H.	25
Proceso Montecatini-Edison.	29
Proceso Nissan.	32
<u>Capítulo III</u>	
Estudio de mercado nacional.	37
Proyección de la demanda.	41
Industria de las resinas sintéticas.	44
Experiencia de los diferentes procesos.	52
Precios del producto.	55
Distribución geográfica del mercado.	56
Capacidad óptima de la planta.	57
Proyectos mundiales para la producción de melamina.	60
Estudio de las materias primas.	61
<u>Capítulo IV</u>	
Comparación entre los diferentes procesos.	66
Consumos de materias primas.	71

<u>Contenido</u>	<u>Página</u>
Selección del proceso más adecuado.	71
<u>Capítulo V</u>	
Localización de la planta.	75
Zonas seleccionadas.	76
Consideraciones.	77
Elección de la zona más apropiada.	88
<u>Capítulo VI</u>	
Conclusiones y recomendaciones.	90,
<u>Anexo I</u>	91
<u>Bibliografía.</u>	95

Introducción

El objetivo del presente trabajo es dar una pequeña ayuda a todos aquellos que pudiesen interesarse en los diferentes aspectos de la melamina, como por ejemplo sus antecedentes, métodos de obtención, principales usos, estudio de mercado, etc.

Para una mejor comprensión se ha dividido en seis capítulos que contienen lo siguiente:

En el primer capítulo se incluyen temas como la naturaleza de la melamina con su descripción y propiedades, los principales usos en México, sus antecedentes como producto de laboratorio, los principales consumidores de melamina en el país, la relación de la melamina con la industria química y las especificaciones que debe cumplir para poder ser aceptada en el mercado.

En el capítulo n.º. dos se indican los procesos explotados comercialmente en todo el mundo, dichos procesos son, de la OSW, de la BASF, de la DSM, de la Nissan y de la Montecatini-Edison.

Capítulo tres, en este se tratan temas relacionados con el mercado de la melamina, una proyección de la demanda utilizando el modelo de mínimos cuadrados, la industria de las resinas sintéticas y su relación con la melamina, la experiencia de cada uno de los procesos, los precios del producto, etc.

En el capítulo cuatro se hace una breve comparación entre los procesos, basando dicha comparación en puntos como consumo de materias primas, equipo de proceso, condiciones de operación y se trata de elegir el proceso que sea más adecuado a nuestro medio.

En el capítulo cinco se toman algunas consideraciones para la localización de la planta y se trata de seleccionar el lugar preciso.

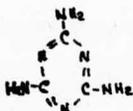
Y finalmente en el capítulo seis se indican las conclusiones que se sacan del presente trabajo y algunas recomendaciones.

CAPITULO I

GENERALIDADES

Naturaleza de la melamina

La melamina es una triazina de la siguiente estructura:



La presencia de seis átomos de hidrógeno sustituibles unidos al anillo de la triazina hacen posible obtener un gran número de derivados. Entre estos derivados, los productos de condensación con el formaldehído, son de un interés particular y pueden ser usados en numerosas aplicaciones.

Algunos autores identifican a la melamina como la triamida del ácido cianúrico (10).

Descripción y propiedades

La melamina es un polvo blanco cristalino de peso molecular 126.13 y un punto de fusión de 350°C-con sublimación parcial y descomposición-, tiene una gravedad específica de 1.573

Algunos datos de solubilidad son,

<u>Solvente</u>	<u>Solubilidad (g/100 g solvente)</u>
Dimetil-formamida a 30°C	0.01
Etilén glicol a 30°C	3.13
Acetona a 30°C	0.03
Etanol a 30°C	0.06
Agua a 20°C	0.30
Agua a 100°C	5.00

Como puede apreciarse de los datos de solubilidad, se concluye que en el agua la melamina puede ser fácilmente recristalizable (35).

Cuando se calienta en una flama directa la melamina forma aerosoles estables.

Usos

Entre las aplicaciones de mayor importancia de la melamina están las que a continuación se describen:

Polvos de moldeo.-Las resinas por condensación de melamina con formaldehído, con adiciones propias de rellenos orgánicos e inorgánicos, son usadas para moldear productos finales que tienen una resistencia especial al calor y a agentes químicos.

Laminados plásticos.-Los productos de condensación de melamina con formol son usados en solución acuosa ó hidroalcohólica para la impregnación de papeles para la producción de laminados decorativos y técnicos.

Resinas para esmaltes.-Los productos de condensación de melamina con formol, convenientemente modificados con alcoholes alifáticos, son usados en combinación con productos oleoresinosos tales como las resinas alquídicas, para la formulación de esmaltes para estufas, refrigeradores, y muebles de línea blanca en general.

Resinas para papel.-Estos productos de condensación son usados para la impregnación de papeles con el fin de mejorar sus propiedades físicas, especialmente en presencia de humedad.

Resinas para textiles.-Dichos productos de condensación son usados para el acabado de varias fibras, este acabado les imparte especialmente propiedades antiarrugantes.

Otras aplicaciones.-La melamina es usada también en forma de varios derivados, como un agente curtidor en la industria de las pieles, en el teñido de telas, en la manufactura de ciertos tipos de resinas de intercambio iónico, en la formulación de aditivos para la fabricación de gomas, etc.

Principales consumidores de melamina

Las compañías industriales que más consumen melamina para la fabricación de resinas melamina-formol son las siguientes:

CIBA GEIGY DE MEXICO S.A.	IND. QUIM. FORMEX S.A.
DEVOE S.A.	IND. QUIM. SYNRES S.A.
CYANAMID S.A.	MELCINSA S.A.
IND. QUIM. DELGAR S.A.	POLIRESINAS S.A.
INDUSTRIAS RESISTOL S.A.	REICHHOLD QUIMICA DE MEX. S.A.

Consumo de melamina en Industrias Resistol S.A.

La producción de resinas melamina-formol en IRSA durante el año de 1975 fue de 1,250 ton. aprox. para lo cual se requirió de una cantidad de melamina de 700 ton. aprox. (25).

En México entre 1973 y 1975 se produjeron anualmente un promedio de 2500 ton. de resinas melámicas con un consumo total promedio de melamina de 1200 ton. (25).

Los precios de la melamina de los diferentes fabricantes variaron según su pureza, entre 16.00- 24.00 pesos/kg.; si tomamos el valor promedio 20.00 pesos/kg. calculamos el gasto total por la melamina que es de 24,000,000.00 pesos/año, si a esto le agregamos una cantidad de 7,000,000.00 pesos/año por concepto de fletes, permisos de importación y otros gastos, nos damos cuenta que la fuga de divisas por este concepto es de aprox. 31,000,000.00 pesos/año (25).

Lo anterior no es la justificación total para el montaje en México de una planta productora de melamina, pero si uno de los aspectos más importantes a considerar para la factibilidad de la planta en México.

Relación de la melamina en la industria química en México

México es en la actualidad el país vanguardia en el desarrollo industrial y económico de America Latina.

En el esfuerzo por el desarrollo industrial, hay un factor importantísimo que puede ser la clave para lograr las metas establecidas en el campo industrial y económico, que en algún tiempo nos hará dejar la etapa del sub-desarrollo, este factor es la industria química mexicana(26).

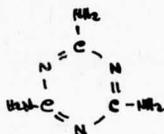
Por mucho tiempo México ha sido un país comprador de mercancías caras y vendedor de productos baratos y así vemos que la ind. quim. nos dá la pauta a nivelar la balanza, pues dá a los abundantes recursos naturales y materias primas un cierto valor agregado que los convierte en productos terminados de gran valor y utilidad.

Por todo lo anterior, en la industria de los plásticos, las resinas sintéticas ocupan un lugar preponderante debido a sus variados y múltiples usos.

En México se producen resinas de urea, fenólicas, epóxicas, alquídicas, poliestirénicas, de PVC, maléicas, melamínicas, fuméricas, poliamídicas, etc., y las materias primas para la fabricación de todas ellas son casi en su mayoría de origen nacional, entre las materias primas que no se producen en México y que tienen una gran demanda tenemos a la melamina, en todo el presente estudio trataremos los aspectos referentes a la melamina.

Antecedentes

La melamina fué descubierta por J. Liebig en 1834(5) pero durante muchos años solo se le estudió con interés científico. Algunos años más tarde fué identificada como la triamida del ácido ciánico.

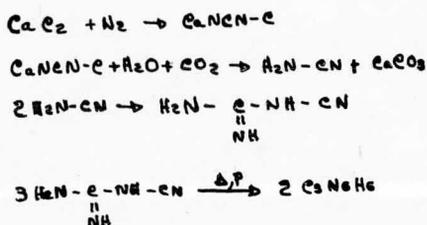


pero sólo hasta 100 años más tarde, en 1935, se descubrió que los productos de condensación de la melamina y el formol podían ser curados para dar origen a resinas muy valiosas. Con este descubrimiento la melamina cambió de una sustancia química producida solo en laboratorio a un producto técnico cuya producción en gran escala fué iniciada inmediatamente. (6).

R. Kohler y W. Zerweck por separado, descubrieron que las resinas de melamina-formaldehído eran muy similares en muchos aspectos a las resinas de fenol-formaldehído y a las de urea-formaldehído; estos autores se dieron cuenta que las resinas de melamina-formaldehído eran superiores a las de urea-formaldehído por su dureza y estabilidad contra los ataques de sustancias químicas. Una ventaja de las resinas de melamina sobre las de fenol es la carencia de olor y su color claro. (6).

La melamina era producida primeramente a partir de dicianidamida. Esta síntesis es muy laboriosa, se empieza con lime (óxido de calcio) coke (carbón) y aire; a partir de lime y coke se produce el carburo de calcio en un horno eléctrico, este carburo es convertido a cianamida de calcio por medio de nitrógeno en otro proceso en un horno eléctrico; posteriormente la cianamida de calcio es disuelta en agua y el calcio es precipitado por medio de CO_2 . Después de la filtración del carbonato de calcio nos queda una solución de cianamida en agua, esta solución es evaporada, la cianamida bimeriza con el calentamiento a dicianidamida que es finalmente recuperada. (II).

La producción de melamina a partir de diciandiamida es un proceso a una presión muy alta. Primero se calienta en un proceso por lotes a 80-150 atm. y 200-300°C, bajo estas condiciones es obtenida la melamina. La pureza que se obtiene por este método no es buena para la mayoría de los usos. Para una mayor purificación debe ser recristalizada usando agua; las impurezas son eliminadas agregando sosa y filtrando. Después de esto los cristales son centrifugados, lavados con agua y secados (6).



E. Clues y S. Cannizzaro notaron por vez primera que la cianamida cuando es calentada, cambia en parte a melamina, de lo que se concluyó que la melamina es un trimero de la cianamida y se le considera una amida del ácido cianúrico. Anteriormente J. Liebig había encontrado que cuando se calienta la cianamida se forman otros productos no deseados a los cuales llamó Melam, Melem y Mellon (6).

J. Volhard descubrió que Melam con amoníaco produce otra vez melamina. Los experimentos que probaron el concepto de que la melamina es la amida del ácido cianúrico fueron descritos por A.W. Hofmann quien ejecutó la conversión de un cloruro del ácido cianúrico con amoníaco y obtuvo como producto principal melamina. También J. Ponomarev hizo reaccionar el éster del ácido cianúrico con amoníaco y obtuvo melamina, dicho éster lo produjo a partir de bromocianuro y un alcoholato

de sodio.

M. Nencki obtuvo melamina calentando guanidina con fenol. También usando carbonato de guanidina con dicianidamida A. Smolka y A. Friedreich obtuvieron melamina.

Estos son algunos de los procesos que se conocen para la producción de melamina, pero la mayor parte de ellos solo se probaron a escala laboratorio. La melamina a escala industrial se puede obtener a partir de urea, de bióxido de carbono y amoníaco, de amoníaco y monóxido de carbono, de ácido hidrocianico y amoníaco, etc.

Especificaciones tipo

Esta especificación describe las propiedades de la melamina para poder ser comprada y usada por Industrias Resistol S.A. para la manufactura de resinas melamina-formaldehído y urea-melamina-formaldehído.

Requisitos principales.-

1.-General.-El material deberá ser un polvo blanco, fino y sin olor.

2.-Pureza.-El material deberá contener un mínimo del 63% de nitrógeno, este se debe determinar por el método de Kjeldahl y se reporta como % de melamina.

3.-Acidez.-Deberá ser lo menos ácida posible para que la mezcla formol melamina usada en la producción de las resinas tenga un pH de 8.0 ó ligeramente superior.

4.-Solubilidad.-El material deberá ser completamente soluble en formol del 37% en una proporción de una mol de melamina por tres moles de formol y a la temperatura de reflujo, 88°C.

Para probar la acidez, solubilidad y color se hace lo siguiente:

La melamina es reaccionada con formaldehído neutralizado en una relación molar de 1 de melamina por tres de formol; el formol primero se neutraliza a un pH de 8.3-8.6 y se agrega la melamina, esta mezcla se calienta a 88°C, se refluja por 60 min. y se enfría. Hecho lo anterior, el pH de la solución no deberá ser menor de 8.0; el polvo deberá ser completamente soluble después de tres minutos de reflujo.

Suplemento de las especificaciones

La evaluación consiste en la preparación de aprox. dos muestras de resina tipo de 2 kg. c/u y llevar el proceso hasta el ciclo de reflujo, en este punto se observa la claridad de la solución.

Procedimiento:

Pesar en un matraz de 5 lt. de 3 bocas, 1261 g. de melamina y 1615 g. de formaldehído al 37 %, se adapta un agitador al matraz, un termómetro y un condensador a reflujo. Se checa el pH, ajustándolo si es necesario a 8.3-8.4 con sosa cáustica de cualquier normalidad. Calientese la mezcla a temperatura de reflujo en un tiempo de 25-35 min. y refluje suavemente por media hora. Enfríe rápidamente la mezcla a 85°C, si la melamina en este punto es clara ó ligeramente turbia, la melamina puede considerarse satisfactoria.

CAPITULO II

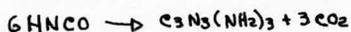
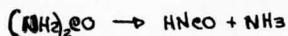
DIFERENTES PROCESOS

Proceso O.S.W. (Osterreichische Stichstoffwerke A.G.)

Este proceso consiste de dos etapas, en la primera de ellas se descompone la urea dando origen a una mezcla gaseosa de ácido ciánico y amoníaco; en la segunda etapa el ácido ciánico es convertido catalíticamente en melamina y CO_2 (2).

La materia prima principal de este proceso es la urea que es forzada por una corriente de amoníaco gaseoso hasta el reactor de urea donde se pone en contacto con un lecho fluidizado de material no catalítico a una temperatura de aprox. 350°C y es descompuesta rápidamente para dar origen a una mezcla de ácido ciánico y amoníaco estos gases salen por medio de un ciclón en la parte superior del reactor donde cualquier partícula o polvos son separadas(3I).

La mezcla gaseosa pasa directamente al reactor de melamina donde el ácido ciánico es convertido a melamina en un lecho fijo de catalizador. Las reacciones son las siguientes:



La reacción de síntesis de melamina es llevada a cabo adiabáticamente, la temperatura de los gases alimentados está en el rango de $310-330^\circ\text{C}$ y la temperatura del catalizador varía entre $450-470^\circ\text{C}$, bajo estas condiciones la melamina se sublima conforme es formada y es arrastrada del reactor por los gases de reacción. Estos gases son puestos en contacto con agua a una temperatura ambiente y la melamina que aparece como pequeñas partículas en una suspensión acuosa.

●sa son fácilmente separadas por medio de centrifugas. Después de esto la melamina es secada y el aglomerado formado durante el centrifugado y el secado, es molido a partículas de un tamaño de 0.005-0.050 mm. antes de su envase (16).

La melamina obtenida por este método es muy pura y no requiere de un tratamiento adicional antes de su uso.

Una especificación típica es la siguiente:

Melamina	99.9%
Nitrógeno	66.6%
Color en soln. de formalina	20 APHA
Tamaño de partícula	0.005-0.050 mm.
Densidad	0.33 kg/lt

Condiciones de operación

De las que se tiene la información están anotadas en el diagrama de flujo, este proceso tiene la característica principal de efectuarse a presiones atmosféricas y temperaturas menores a 450°C. El punto más importante, sin duda, en este proceso es un control adecuado de la temperatura en el reactor de urea para evitar la formación de sub-productos, no deseados, y asegurar una larga vida del material de construcción de los hornos, cuya función es la de mantener a una temperatura de 350°C a los lechos fluidizados no catalíticos. Estos lechos son fluidizados por medio de amoníaco gaseoso que es precalentado a la temperatura del lecho en la sección de convección del lecho, en este reactor la urea se descompone en ácido cianico casi instantáneamente y pasa al reactor de melamina (5).

En el reactor de melamina es muy importante un estricto control de la temperatura del catalizador para asegurar una conversión suficiente y evitar la formación de sub-productos, esta segunda reacción es fuertemente exotérmica, la temperatura del catalizador es lo suficientemente alta, de 400-450°C, para sublimar la melamina formada y que es-

ta sea arrastrada por amoníaco y bióxido de carbono(16).

Hay dos puntos críticos en este proceso, la corrosión y el control del proceso mismo. La urea caliente fundida es muy corrosiva, como es sabido de los reactores de síntesis de urea; en el proceso de la melamina las temperaturas son aún mayores así que los problemas aumentan, se han usado revestimientos de titanio pero aún no son satisfactorios, el control del proceso es muy importante también debido a las varias transformaciones de fases posibles en el proceso, bajo ciertas condiciones las masas de reacción tienden a solidificarse en el reactor para formar una mezcla compleja de productos intermedios que son insolubles en agua y no pueden ser sacados del reactor excepto por medios mecánicos(24).

En la descomposición de la urea en ácido ciánico se necesitan 800-900 kcal/kg de urea, para formar productos gaseosos a 350°C, para obtener buenos rendimientos la urea tiene que ser calentada muy rápidamente a la temperatura de 350°C pues de otra forma se forman otros productos no deseados como ácido cianúrico, ammelina, ammelida, etc.

En la formación de melamina a partir de ácido ciánico se liberan de 1100 kcal por kg de melamina formado, la reacción tiene que ser promovida por un catalizador, entre los más usados tenemos sílica gel, alúmina gel, fosfato de boro y algunos otros, los rendimientos en todo el proceso son del 85-90 %. Si el calor de reacción es aportado adecuadamente la reacción procede eficaz y casi estequiométricamente; en el caso de un enfriamiento del lecho fluidizado, si la temperatura cae a 260-270°C el principal producto es ácido cianúrico; como la presión de vapor del ácido cianúrico es alta y este es también convertido a melamina por el catalizador, en los gases de descomposición es permisible una pequeña cantidad de ácido cianúrico, en caso de que

La temperatura caiga por abajo de 260°C se forman sustancias que no pueden ser transformadas térmicamente aún a altas temperaturas así que esto tiene que asegurarse técnicamente proporcionando una buena transferencia de calor en el lecho fluidizado.

La formación de melamina a partir de ácido ciánico tiene su punto óptimo entre 400-430°C. Los vapores que vienen del reactor de urea son enfriados aprox. a 320°C, de modo que el calor de reacción de la formación de melamina es absorbido por estos vapores calentándolos a 400-430°C. Parte de dicho calor puede ser disipado por enfriamiento. Si la temperatura de reacción es muy alta, una pequeña parte de la melamina es descompuesta a melam y melem desalojando amoníaco.

Estas sustancias se acumulan en el catalizador disminuyendo su actividad; una cierta cantidad es volátil contaminando el producto.

La formación de melamina es catalizada por una gran variedad de sustancias, todas ellas tienen una propiedad común, una superficie cubierta con grupos hidróxicos. La mayoría de óxidos anfotéricos caen en este grupo, fosfato de boro, fosfato de aluminio, etc.

El mecanismo de formación de la melamina parece ser por el equilibrio entre ácido ciánico e isociánico:



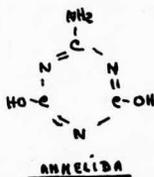
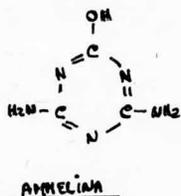
La cianamida formada inmediatamente trimeriza a melamina que es vaporizada.

Después de un cierto período de operación las partículas de catalizador son obstruidas por productos de degradación térmica de la mela-

mina y su actividad decae. Es posible restaurar la actividad del catalizador por medio de un tratamiento a altas temperaturas en el reactor de melamina.

Los gases de reacción que salen del reactor catalítico contienen NH_3 , CO_2 , melamina y pequeñas cantidades de ácido cianico que no alcanzó a reaccionar, este ácido cianico es parcialmente hidrolizado a amoníaco y bióxido de carbono, alguna pequeña parte con NH_3 vía cianato de amonio para formar urea y como estos gases son puestos en contacto con agua para separar la melamina, se va aumentando el nivel de urea en dicha solución y por lo tanto existe la necesidad de estar sacando una porción de dicha solución para mantener el nivel constante. Un factor muy importante es el siguiente:

Si la melamina gaseosa está en contacto con vapor de agua por mucho tiempo, parte de la melamina se hidroliza y se forman,



Estas sustancias contaminan el producto y requeriría una recristalización de soluciones alcalinas.

Recuperación de amoníaco

Puesto que el amoníaco es de las materias primas más utilizadas en este proceso, el que sale del reactor catalítico se recupera en la forma siguiente:

Del enfriador de melamina salen vapores a una temperatura cercana a los 70°C que contienen H_2O , CO_2 y NH_3 , esta mezcla es enfriada a 25-

30°C y la mayor parte del agua se condensa y es inmediatamente saturada con NH_3 . Circulando este licor de NH_3 a contra-corriente con el gas en dos torres empacadas, el CO_2 es absorbido por el líquido. Por el domo de la segunda columna sale amoniaco con un menor contenido de agua, es comprimido a la presión requerida en la planta de melamina y luego enfriada en un cambiador de calor, aún se logra un mayor enfriamiento con amoniaco líquido. El amoniaco gaseoso seco es recirculado a la planta de melamina y el condensado es retornado a la absorción del CO_2 . El producto de este proceso de separación es una solución concentrada de $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ que contiene un exceso de amoniaco.

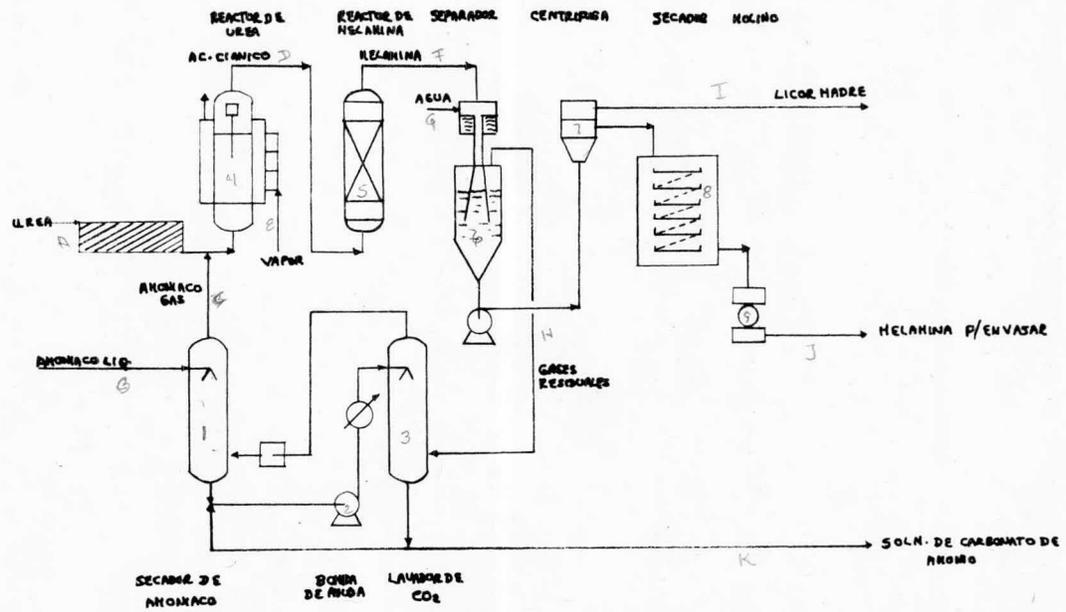
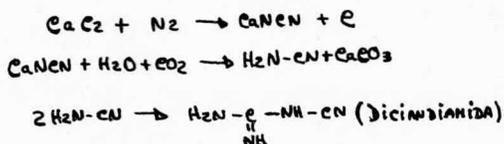


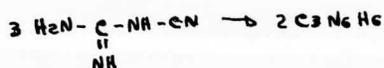
diagrama de flujo de
 proceso o.s.w.
 tesis profesional
 r.m.v. f. de q.

Proceso B.A.S.F. (Badische Anilin & Soda Fabrick)

Antiguamente la melamina era producida casi exclusivamente por la ruta de cianamida de calcio usando un proceso complejo de varias etapas,

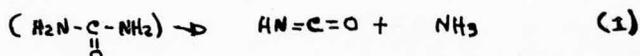


A temperaturas superiores a 300°C y bajo presión de amoníaco, la diciandiamida reacciona para formar la melamina (IO).



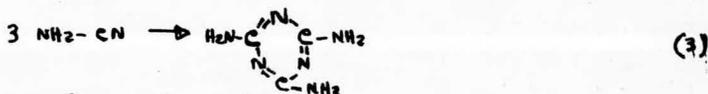
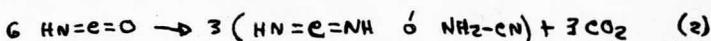
McKay descubrió que la melamina puede ser sintetizada a partir de urea a temperatura de 300-500°C sin catalizador. La presión debe ser mayor de 100 atm. sin catalizador, sin embargo en presencia de catalizador la melamina puede ser obtenida a presiones atmosféricas ó ligeramente elevadas. Productos intermedios formados durante la reacción no catalizada no son conocidos, sin embargo, puede suponerse que se forma ácido cianúrico a partir de urea vía Biuret y Triuret que bajo las condiciones de reacción, presión de NH_3 y temperatura elevada, se rearreglan para formar melamina. Cuando se aplica alta presión solo se pueden usar unos pocos metales y aleaciones muy caras, que sean resistentes al agresivo medio de reacción. La introducción de grandes cantidades de calor en el sistema del reactor a alta presión es aún mas difícil porque se requieren mayores temperaturas

en la superficie del cambiador de calor causando una mayor corrosión que en la pared del reactor. La reacción en la ruta catalítica procede en varias etapas, a temperaturas sup. a 300°C la urea se descompone en ácido ciánico y amoníaco sin catalizador (14).



(Liq. 135°C) DH a 380°C = 238 Kcal/mol de melamina

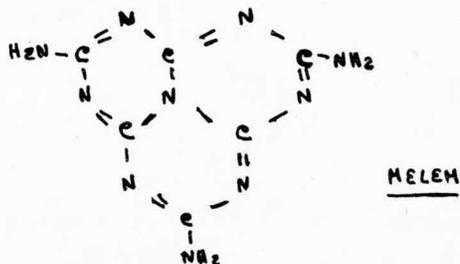
El ácido ciánico en presencia de un catalizador libera CO₂ para formar carboimida ó cianamida que trimeriza a melamina (22).



DH (2 y 3) a 380°C = -85 Kcal/mol

Puesto que la B.A.S.F. es una gran productora de urea y consumidora de melamina, se dedicó de lleno al estudio de estas reacciones, se hicieron experimentos a pequeña escala y estos se extendieron a una planta piloto de una capacidad de 1 ton/día y al final a una planta de 70 ton/mes; de aquí se creó un proceso a presión atmosférica (15). La urea sólida es fundida en un recipiente del cual es alimentada a la corriente de recirculación de urea que sirve para enfriar los gases calientes de reacción, también la alimentación para la síntesis de melamina se toma de esta corriente e introducida en el reactor a través de varias boquillas. Este proceso utiliza óxido de aluminio como catalizador en partículas de 0.1-0.5 mm., la fluidización es mantenida por el gas de entrada, que ha sido precalentado a 400°C (18).

Para mantener la temperatura de reacción entre 350-400°C se utiliza una salmuera como medio de calentamiento. La urea inyectada se evapora espontáneamente dando aprox. un 95 % de melamina, CO₂ y NH₃; la melamina sale del reactor junto con recirculación y gas fresco. Aún en operación prolongada no hay acumulación de productos en el catalizador ni hay desactivación de éste. Saliendo del reactor la mezcla es enfriada en un enfriador de gases a una temperatura un poco mayor a la temperatura de rocío de la melamina; aquí los sub-productos formados por reacciones laterales, no deseadas, como melem, subliman a esa temperatura y son eliminadas por un filtro de gases junto con partículas finas de catalizador, en esta etapa debe tenerse un gran cuidado para asegurar que la temperatura de las paredes del enfriador no bajen del punto de rocío de la melamina ó el enfriador será taponado y bloqueado.



Después de la filtración los gases son enviados al sublimador mantenido a una temperatura de 170-200°C por medio del gas de reacción enfriado a 140°C, aquí se cristaliza más del 98 % de la melamina y la urea no convertida permanece en el gas.

Los cristales de melamina y el exceso de gas pasan a un ciclón don-

de se separa el 99 % de la melamina; el gas de salida, prácticamente libre de melamina, es recogido del ciclón por medio de un soplador y enviado a un lavador donde es enfriado a 140°C . La melamina gaseosa y la sólida no recuperada son eliminadas del gas en el lavador de urea líquida.

La mezcla $\text{NH}_3\text{-CO}_2$ que sale del lavador es recogida por el soplador para usarse en el reactor y para enfriamiento en el sublimador. El calor absorbido por el sistema de recirculación de urea, en enfriar los gases producidos, es eliminado por el enfriador de urea líquida ó usado para fundir urea de alimentación. Puesto que para la síntesis de melamina, la urea es tomada de este ciclo, entonces no se pueden acumular sólidos en el lavador, de esta forma también evitamos pérdidas pues la urea que no reacciona y la melamina que no se separó son recirculadas al reactor.

En casi todas las etapas de este proceso se manejan gases saturados con melamina, urea y compuestos similares y por este motivo la temperatura de las paredes de los equipos que ponen en contacto estos gases nunca debe de caer abajo de los puntos de rocío en cuestión pues si esto ocurre surgen los problemas; con excepción del reactor, todos los equipos deben ser calentados individualmente por chaqueta de vapor ó con trazas.

Características del proceso

Una característica de este proceso es que las reacciones de conversión de urea a ácido isocianico y NH_3 y la subsecuente reacción de ácido isocianico a melamina, vía cianamida, son llevadas a cabo en un solo reactor de un lecho fluidizado de catalizador.

El calor liberado en la formación de la melamina es usado directamente para vaporizar urea y por lo tanto se necesita menor energía por libra de melamina comparada con los procesos de dos etapas donde, en una etapa, se vaporiza la urea y en la otra se produce la melamina, de esta segunda etapa no puede recuperarse por motivos de economía.

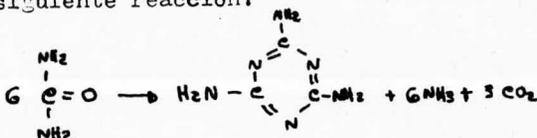
En contraste con otros procesos que deben usar NH_3 puro, la mezcla $\text{NH}_3\text{-CO}_2$ formada en el reactor es usada para el lecho fluidizado de catalizador y como gas portador de la melamina, esto hace innecesaria la separación del amoníaco.

En este proceso la melamina es sublimada a una temperatura de aprox. 200°C por enfriamiento del gas producto, como enfriamiento se usa gas libre de melamina que viene de una etapa posterior, a esta temperatura cualquier urea no reaccionada es aún gaseosa permitiendo que la melamina sea recuperada libre de la urea. Cristalizando la melamina en esta forma no puede ocurrir la hidrólisis de melamina a amelina y amelida como en el caso del enfriamiento con agua en forma directa.

Para recuperar partículas muy finas de melamina que contiene el gas producto se utilizan ciclones especialmente desarrollados para tal fin en vez de usar equipo de filtración, con esto se evitan problemas de limpieza de filtros y dichos ciclones tienen una caída de presión menor que los filtros y no necesitan mantenimiento.

Proceso D.S.M. (Dutchstaatsmijnen)

En este proceso, al igual que en los demás, la materia prima principal es la urea y el producto que se obtiene es melamina de alta pureza, adecuada para la fabricación de plásticos termofijos. La urea fundida es alimentada a un reactor de una etapa donde se pone en contacto con un lecho fluidizado de catalizador, este reactor es calentado internamente circulando una salmuera. La urea se descompone casi instantáneamente al entrar al reactor y los productos de descomposición son convertidos a melamina al ponerse en contacto con el catalizador que está a una alta temperatura, todo de acuerdo a la siguiente reacción:



En el proceso, el amoníaco gaseoso es usado como gas acarreador y sirve simultáneamente como agente fluidizante. Los gases a la salida del reactor llevan una alta temperatura y son sofocados con agua en una forma directa a una presión igual a la del reactor, dando origen a una solución acuosa de melamina saturada con amoníaco, bióxido de carbono y un gas compuesto de amoníaco, bióxido de carbono y vapor de agua. El trabajar el enfriador a una presión igual a la del reactor ofrece la ventaja que a la correspondiente elevada temperatura de equilibrio se alcanza una alta concentración de melamina en solución y las partículas sólidas insolubles que provienen del reactor

pueden ser cuantitativamente eliminadas por una simple filtración. La melamina es recuperada de la solución filtrada por una expansión-cristalización en varias etapas. Los cristales de melamina son separados del licor madre en una centrifuga continua en la cual también se lavan los cristales. El licor madre y las aguas de lavado son recirculadas al enfriador de los gases de reacción (quenching). Los vapores que puedan escaparse en esta etapa, amoniaco, bióxido de carbono y vapor de agua, son también recirculados al enfriador de gases de reacción. Los gases que salen de este enfriador son tratados a una alta presión en un absorbedor del cual la parte principal de amoniaco es sacada como un gas seco por el domo, libre de bióxido de carbono. Este amoniaco es recirculado al reactor pasando antes por un compresor y un calentador (9).

En el absorbedor se usa amoniaco líquido como repuesto (make-up) en el reflujo. La cantidad neta de bióxido de carbono que se forma en el reactor es sacada del absorbedor como una corriente lateral consistente de una solución de carbonato de amonio relativamente concentrada que puede ser reprocesada en una planta de urea ó ser usada en cualquier otro proceso (20).

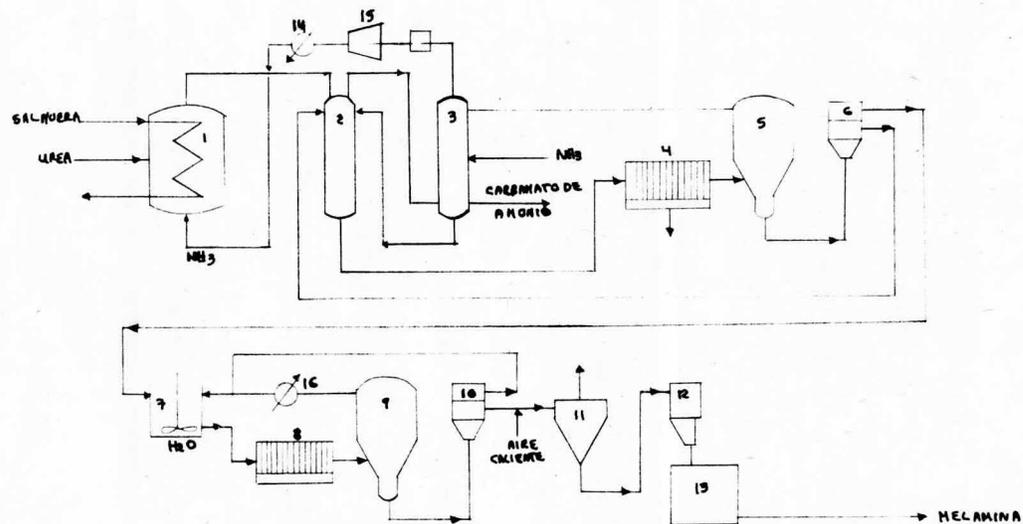
El producto de fondos del absorbedor, una solución débil de carbonato de amonio, es usada en el enfriador de gases en adición al licor madre recirculado. Para llevar la melamina a un alto grado de calidad el producto de la expansión-cristalización se disuelve en agua a presión atmosférica y la solución es pasada por un filtro clarificador y alimentada a un sistema de cristalización al vacio de dos etapas. La recuperación de la melamina pura de la suspensión es efectuada en una centrifuga donde se lavan los cristales y son descargados a un secador continuo. El producto ya seco es pasado a un molino donde se muele a un tamaño de partícula deseado y de aquí pasa a su poste-

rior envasado. Algo muy importante en este proceso es el hecho de haber una reacción que involucra agua y un producto intermedio, ácido isociánico(I7),



Puesto que esta reacción toma parte del carbono disponible para la formación de melamina, es indispensable que no exista absolutamente nada de agua en el reactor, pues esto baja la eficiencia de reacción en un 3-4 %, cuando se tenga agua en un 1%. Es igualmente importante mantener un exceso de amoníaco en el reactor, pues sirve como agente fluidizante pero también evitan se condensen materiales que en algún momento podrían bloquear el reactor; estos productos de condensación melam, melem y melon son formados por la eliminación sucesiva de amoníaco de la melamina y por esto la presión parcial del amoníaco debe mantenerse relativamente alta dentro del reactor(I2).

La presión de reacción total en el reactor varía de 74-147 psi ya que es muy difícil formar una solución de melamina a presiones más bajas. A presiones mayores se elevaría el punto de rocío de los productos de condensación y la probabilidad de que el reactor se bloquee lógicamente aumentaría(I3).



1- REACTOR	9- RECRISTALIZADOR
2- ENFRIADOR	10- CENTRIFUGA
3- ABSORBEDOR DE NH_3	11- MOLINO
4- FILTRO	12- MOLINO
5- CRISTALIZADOR	13- TAMPO. DE ALH.
6- CENTRIFUGA	14- PRECALENTADOR DE NH_3
7- TAMPO DE AGUA	15- COMPRESOR
8- FILTRO	16- ENFRIADOR

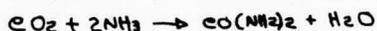
diagrama de flujo de
 proceso d. s. m.
 tesis profesional
 r. m. v. f. de q.

Proceso Montecatini Edison

La producción de melamina a partir de urea como la produce la Montecatini Edison es una reacción sometida a presión, de acuerdo a lo siguiente,



en esta reacción el bióxido de carbono y el amoníaco producidos son normalmente usados para la producción de urea,



La materia prima principal es la urea en solución, fundida ó en cristales(7).

La reacción es llevada a cabo en presencia de amoníaco anhidro, y el reactor, operado bajo una alta presión, es mantenido a una cierta temperatura por medio de fluidos especiales, los productos de reacción son expandidos en un equipo especial de expansión, la fase gaseosa, consistente de amoníaco y bióxido de carbono saturados con vapor, es recuperada a una presión media fuera de límites de batería; el gas descargado de esta planta es normalmente utilizado en una planta para la producción de urea. La melamina es obtenida como una solución acuosa la cual es tratada y purificada hasta cerca de un 99.9% de pureza, una cristalización produce melamina pura en cristales.

Una característica de este proceso es que, debido a la alta presión y alta temperatura es poco factible la formación de sub-productos y cuando estos se llegan a formar son transformados en melamina por las condiciones de operación que prevalecen en el reactor y por lo tanto se aumenta la eficiencia de la reacción y también se aumenta la pureza del producto(23).

Desafortunadamente de este proceso no se tiene mayor información y

esto es todo lo que se logró obtener ,creemos que para efectos de comparación con otros procesos no es suficiente y por lo tanto,únicamente lo mencionamos como constancia de que sí se desarrolla comercialmente.

Proceso Nissan (Nissan Chemical Industries)

El proceso de la Nissan se basa en lo siguiente:

La urea fundida es comprimida hasta cerca de 100 kg/cm^2 y es entregada a una torre lavadora también operada a alta presión, después de la absorción del vapor de melamina contenido en el gas de salida (generado en el reactor de síntesis) es alimentada al reactor. El amoníaco en estado líquido es comprimido también hasta 100 kg/cm^2 , vaporizado a 400°C en el precalentador y alimentado en el reactor. La reacción se lleva a cabo a 100 kg/cm^2 y 400°C y la urea es descompuesta en una solución acuosa de melamina. En este reactor se utiliza una salmuera como medio de transferencia de calor (8).

El gas de salida del reactor, que proviene de la parte superior, entra a la torre lavadora a la misma presión de la reacción y después de ser lavado con urea de alimentación es retornado a la planta de urea. Las condiciones que lleva son 200°C y 100 kg/cm^2 , la planta de urea está fuera de límites de batería. La melamina que proviene del reactor es pasada por un enfriador (quencher), también sometido a presión, este enfriamiento se lleva a cabo con agua en forma directa. La solución que se forma, después de separar parte del amoníaco a una presión media en el desorbedor de amoníaco, es filtrada y su presión es reducida hasta la atmosférica en un cristizador, donde el amoníaco sobrante es separado y la melamina es cristalizada (19).

Los cristales de melamina separados de la suspensión del cristizador en las centrifugas, son secados y molidos hasta su tamaño final.

Recuperación de NH_3

El amoníaco gaseoso que es separado en el proceso es recuperado en un absorbedor de amoníaco y a través de una licuefacción, después de una purificación por destilación, es recirculado a la planta como amoníaco líquido puro (19).

Recuperación del gas de salida

El gas de salida de la parte superior de la torre lavadora, ya libre de melamina, puede ser integrado a una planta de urea con un efecto mínimo en el proceso la urea.

Se conocen varios métodos para dicha integración:

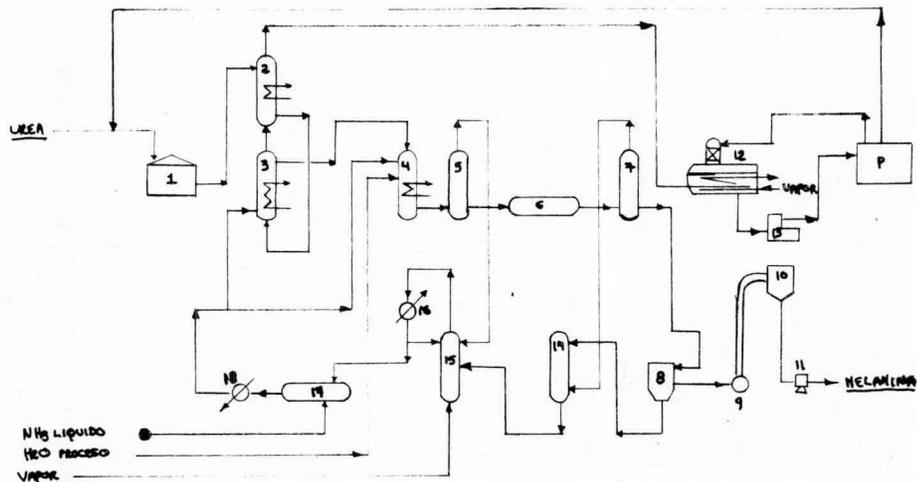
- 1.-En el caso de que la presión en el reactor de la síntesis de urea sea de 100 kg/cm^2 aprox., el gas de salida de la planta de melamina puede ser integrado directamente a la planta de urea.
- 2.-El gas de salida de la planta de melamina puede ser integrado con la planta de urea como la solución de carbamato que es preparada en el recipiente de absorción de este gas, este equipo de absorción está instalado entre las plantas de melamina y urea y es operado a la misma presión que el reactor de la melamina.
- 3.-Una síntesis directa de urea es conducida bajo la misma presión de la síntesis de melamina a partir de dicho gas y la solución sintetizada puede ser integrada a la planta de urea. Como se puede ver este es un caso especial (8).

Características del proceso

Por una combinación de la síntesis a alta presión y el enfriamiento bajo una presión adecuada, este proceso produce melamina de una pureza muy alta con unos rendimientos superiores al 90-% sin ningún proceso especial de purificación.

Puesto que el proceso es en fase líquida, y la síntesis es a alta presión, no hay necesidad de purificar la melamina. La instalación de la planta es compacta y el costo de erección es razonable comparado con otros procesos.

Puesto que no usa catalizador y el equipo es especialmente diseñado para prevenir la corrosión, los costos de mantenimiento son bajos.



- | | |
|--------------------------------|----------------------------------|
| 1 - TANQUE DE UREA | 10 - RECEPTOR |
| 2 - TORRE LAM. DE ALTA PRESION | 11 - PULVERIZADOR |
| 3 - REACTOR | 12 - ABSORBEDOR DE GAS DE SALIDA |
| 4 - ENFRITADOR | 13 - BOMBA DE EMPUJO |
| 5 - CAMBIO DE AMONIACO | 14 - ABSORBEDOR DE AMONIACO |
| 6 - FILTRO | 15 - DESTILADOR DE AMONIACO |
| 7 - CENTRIFUGADOR | 16 - CONDENSADOR |
| 8 - CENTRIFUGA | 17 - TANQUE DE AMONIACO |
| 9 - SECADOR | 18 - PRE-CALENTADOR DE AMONIACO |

P- PLANTA DE UREA, FUERA DE LÍMITES DE BARRERA

diagrama de flujo de
proceso nissan
tesis profesional
y.m.v. f. de g.

C A P I T U L O I I I

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

Estudio de mercado

La industria consumidora del producto es el factor más importante y del cual se debe tener conocimiento para valorar realmente la capacidad de la planta. Esta capacidad va a determinar la base principal del anteproyecto y la industria consumidora es el único medio efectivo y directo para conocer las requisiciones del mercado.

Para la investigación del mercado de la melamina en la industria fué necesario estudiar los usos más importantes del producto, en MÉXICO se usa casi exclusivamente para la fabricación de resinas melamina-formaldehído las cuales tienen variadas aplicaciones (31).

Se empezó a importar melamina en el año de 1958 bajo la fracción arancelaria 501.19.13.A partir del año de 1965 se cambió la fracción a la 29.35.B.021.A partir del año de 1962 las cantidades y valores de la importación, así como los países de los cuales se ha importado se muestran en la Tabla 3-I.

De 1962 a 1974 se han importado a México 7,900,248 kg. con un valor de \$64,023,106 ,de estas cifras los mayores contribuyentes son: (25)

<u>País</u>	<u>Kg.</u>	<u>%</u>
Rep. Fed. Alemania	147,459	1.86
Estados Unidos	2585,522	32.72
Japón	2083,853	26.37
Reino Unido	1056,320	13.37
Suecia	577,549	7.31
Italia	250,183	3.16
Países Bajos	414,770	5.25
Suiza	1,006	0.01
Canadá	67,986	0.86
Dinamarca	100,000	1.26
Francia	25,000	0.31
Austria	590,600	7.47

TABLA 3 - 1 (a).

IMPORTACIONES DE MELAMINA (Kg)

P A I S	1962	1963	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	1976
ALEMANIA FED	1016	-	-	1595	-	-	-	-	68000	20000	-	60104	64744	-	-
AUSTRIA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9000	230000	270600	-	-
U.S.A.	17980	146022	120250	181987	121995	37082	106037	50137	133900	195542	192883	587167	693540	520320	589642
ITALIA	-	-	-	30000	10000	-	10100	200	50002	-	-	-	400	-	-
JAPON	21424	23506	21649	21000	50116	111972	215443	161000	124719	234554	77104	76300	945066	-	-
PAISES BAJOS	-	-	-	-	-	-	25000	105000	99570	125200	50000	-	10000	-	-
REINO UNIDO	43763	30563	104301	27778	53128	155000	141000	192050	111004	45001	255000	-	2930	-	-
SUECIA	55	6	15180	75000	89994	77200	90000	105000	140300	-	-	0	-	-	-
CANADA	-	-	-	-	11976	-	-	41023	14987	-	-	-	-	-	-
DINAMARCA	-	-	-	-	-	-	-	-	65000	35000	-	-	-	-	-
FRANCIA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25000	-	-	-	-	-
SUEZA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1000	-	-	-	-	-

FUENTE : Anuarios Estadísticos del Com. Ext. S.I.C.

TABLA 3 - 1 (b)
VALOR DE LAS IMPORTACIONES (\$).-

P A I S	1962	1963	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	1976
ALEMANIA FED.	8028	-	-	107617	-	-	-	403905	106250	-	455486	1751125	-	-	-
AUSTRIA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	416375	1469946	3804442	-	-
EST.UNIDOS.	120057	482706	717365	1165113	856232	232661	597561	277493	831400	1249010	1085725	3886217	8988238	4291449	11411237
ITALIA	-	-	-	146250	47344	-	53625	6225	278264	-	-	-	3439	-	-
JAPON	1319086	138189	122973	120038	280285	636851	1076805	759427	656047	1238527	391880	403021	15797551	-	-
PAISES BAJOS	-	-	-	-	-	-	109938	453285	512772	633438	246495	-	108600	-	-
REINO UNIDO	248980	181876	623573	167573	310396	872188	708564	864289	731902	240840	1217039	-	40662	-	-
SUECIA	500	-	86862	434253	494832	421874	483487	464036	715504	-	-	-	-	-	-
CANADA	--	-	-	-	-	66059	-	-	209107	75737	-	-	-	-	-
DINAMARCA	-	-	-	-	-	-	-	-	377000	183750	-	-	-	-	-
FRANCIA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	148125	-	-	-	-	-
SUIZA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8868	-	-	-	-	-

FUENTE: ANUARIOS ESTADISTICOS DE COMERCIO EXTERIOR. S. I. C.

En base a los datos de la Tabla 3-I se hizo una proyección de la demanda hasta el año de 1990, esta proyección se hizo con el método de mínimos cuadrados y las demandas futuras resultaron: (31)

Tabla 3-2

<u>Año</u>	<u>Demanda (kg.)</u>
1980	1867,971
1983	2183,031
1985	2393,071
1988	2708,131
1990	2918,181

O sea que del año de 1980, en que la demanda será de 1867,971 kg. al año de 1990, con una demanda de 2918,181 kg., habrá un incremento del 56.22 %, que para este tipo de industrias es muy razonable (26).

Proyección de la demanda (34)

<u>Año</u>	<u>Cantidad imp. (kg.)</u>
1962	84,238
1963	200,091
1964	261,380
1965	337,360
1966	325,233
1967	394,230
1968	548,586
1969	613,387
1970	833,518
1971	696,284
1972	665,087
1973	953,574
1974	1987,280

x = año ; y = cantidad

$$\sum x = 25584 \quad \bar{x} = 1968$$

$$\sum x^2 = 1962^2 + 1963^2 + 1964^2 + \dots + 1974^2$$

$$\sum x^2 = 3,849,444 + 3,853,369 + 3,857,296 + 3,861,225 + 3,865,156 + \\ 3,869,089 + 3,873,024 + 3,876,961 + 3,880,900 + 3,884,841 + \\ 3,888,784 + 3,892,729 + 3,896,676$$

$$\sum x^2 = 50,349,494$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - (\sum x)^2/n = 50,349,494 - 50,349,312$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = 182$$

$$\sum y = 7,900,248 \quad \bar{y} = 607,711$$

$$\sum y^2 = 7,096,040,600 + 40,036,408,000 + 68,319,504,000 + 113,811,760,000 + \\ 105,776,500,000 + 155,417,290,000 + 300,946,390,000 + 376,243,610, \\ 000 + 694,752,250,000 + 484,811,400,000 + 442,340,710,000 + \\ 909,303,370,000 + 3,949,281,700,000$$

$$\sum y^2 = 7,648,136,932,600$$

$$\sum (\bar{y} - y)^2 = \sum y^2 - (\sum y)^2/n = 7,648,136,932,600 - 4,801,067,600,000$$

$$\sum (\bar{y} - y)^2 = 2,847,069,332,600$$

$$\sum xy = 165,274,950 + 392,778,630 + 513,350,320 + 662,912,400 + \\ 639,408,070 + 775,450,410 + 1079,617,200 + 1207,759,000 + \\ 1642,030,400 + 1372,375,700 + 1311,551,500 + 1881,401,500 + \\ 3922,890,700$$

$$\sum xy = 15,556,800,780$$

$$\sum (\bar{x} - x) (\bar{y} - y) = \sum xy - \sum x \sum y/n = 15,566,800,780 - 15,547,697,000$$

$$\sum (\bar{x} - x) (\bar{y} - y) = 19,113,780$$

$$y = a + b(x - \bar{x}) \quad ; \quad a = \bar{y} = 607,711$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} = 19,113,780/182$$

$$b = 105,021$$

$$y = 607,711 + 105,021(x - 1968)$$

$$y = 607,711 + 105,021x - 206,681,320$$

$$\underline{y = -206,073,609 + 105,021x}$$

$$\underline{\text{Para } x = 1980}$$

$$y = -206,073,609 + 105,021(1980)$$

$$y = -206,073,609 + 207,941,580$$

$$\underline{y = 1,867,971}$$

$$\underline{\text{Para } x = 1983}$$

$$y = -206,073,609 + 105,021(1983)$$

$$y = -206,073,609 + 208,991,640$$

$$\underline{y = 2,183,031}$$

$$\underline{\text{Para } x = 1985}$$

$$y = -206,073,609 + 105,021(1985)$$

$$y = -206,073,609 + 208,466,680$$

$$\underline{y = 2,393,071}$$

$$\underline{\text{Para } x = 1988}$$

$$y = -206,073,609 + 105,021(1988)$$

$$y = -206,073,609 + 208,781,740$$

$$\underline{y = 2,708,131}$$

$$\underline{\text{Para } x = 1990}$$

$$y = -206,073,609 + 105,021(1990)$$

$$y = -206,073,609 + 208,991,790$$

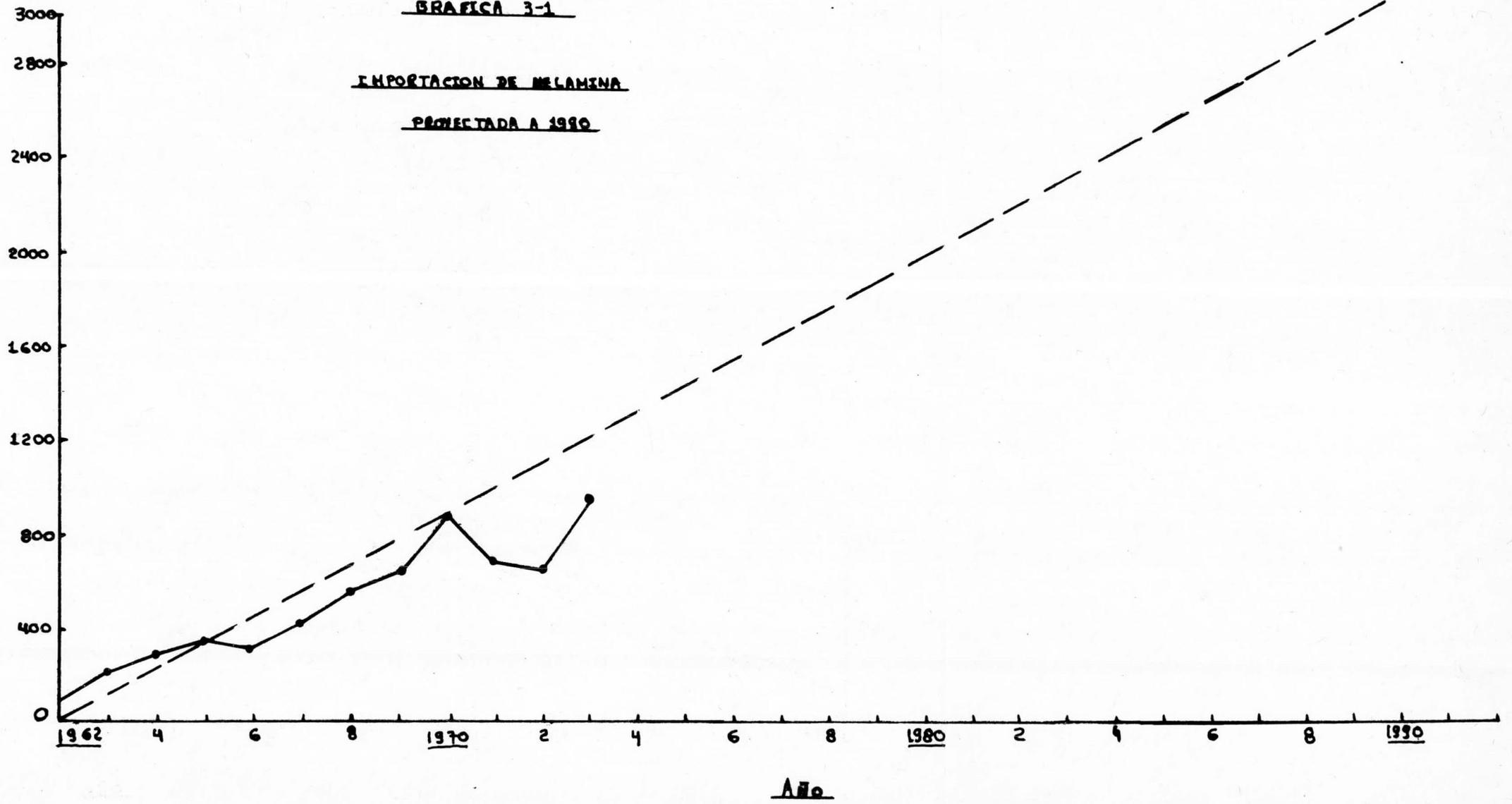
$$\underline{y = 2,918,181}$$

GRAFICA 3-1

IMPORTACION DE MELAMINA

PROYECTADA A 1990

Ton.



Industria de las resinas sintéticas

La industria mexicana de las resinas sintéticas durante el año de 1973, por ejemplo, no fué la excepción al impacto que sobre la economía en general provocó la situación mundial y nacional de escaseces y fuerte inflación, por el contrario, no resulta aventurado afirmar que, en razón de su estrecha dependencia de los productos petroquímicos básicos, haya resultado uno de los sectores mayormente afectados(25,31).

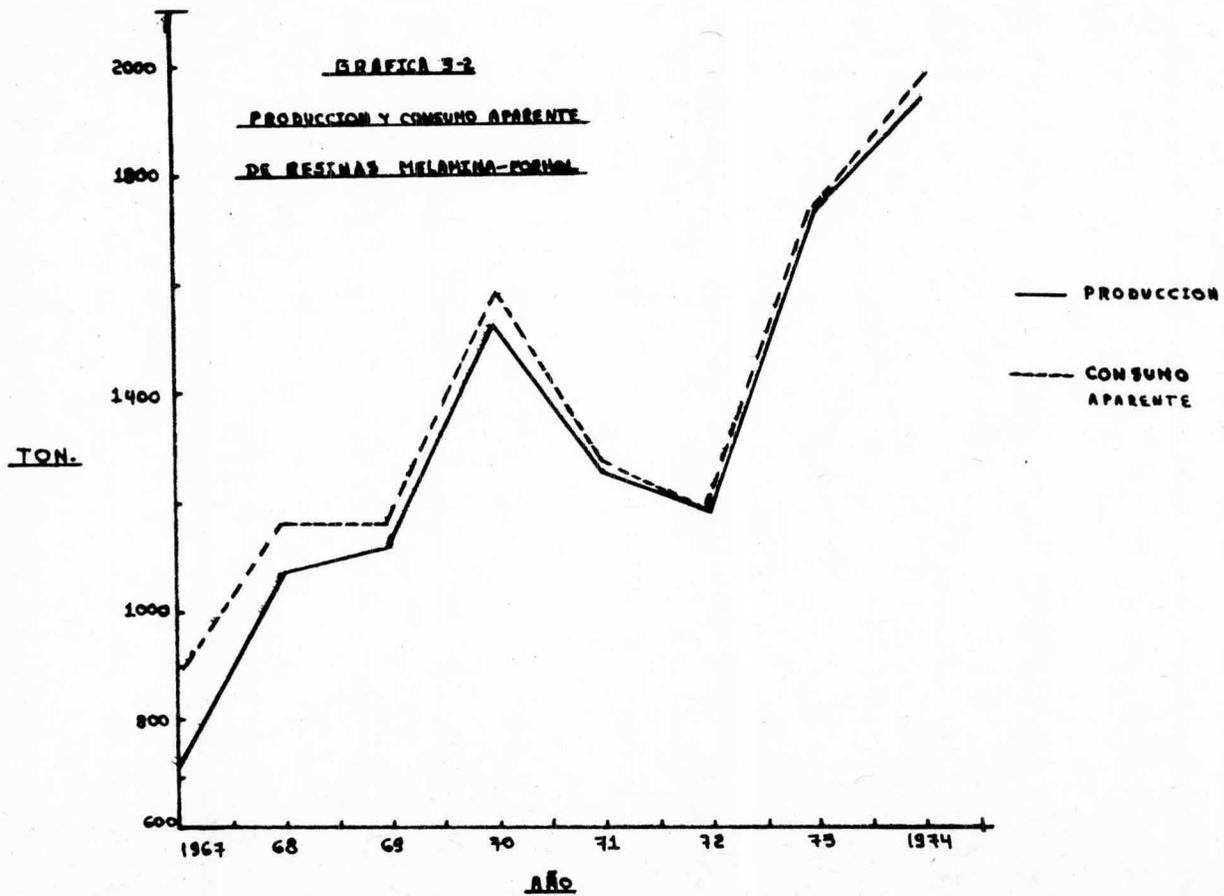
A pesar de los problemas de suministro de materias primas, los que se empezaron a presentar en forma un tanto sorpresiva durante el segundo trimestre de 1973, el consumo aparente de resinas sintéticas, sin incluir los plastificantes, logró un incremento de aprox. un 10 % sobre el año anterior, al pasar de 272,000 a 298,000 toneladas, incremento que resulta inferior al promedio de 14 % anual acumulativo correspondiente al período de 1969-1973.

En consumo per capita, se logró por lo tanto un avance al pasar de 5.26 kg. en 1972 a 5.58 kg. en 1973.

Analizando separadamente la producción encontramos que creció un poco más que el consumo aparente al obtener un índice de 16 % respecto al año de 1972 muy cercano al promedio de 17 % correspondiente al período de 1969-1973(25).

Este avance relativo de la producción aunado al decremento en el tonelaje significa que la producción nacional satisfizo el 80 % del consumo en lugar del 75 % que se cubrió en 1972.

Si nos ponemos a analizar, veremos que la producción en 1973 comparada con 1972, a pesar de todos los problemas que afrontó la industria fué buena en general(31).



En México la situación de las resinas de melamina-formaldehído en los años de 1967-1974 fué como se indica en la tabla 3-3.

Tabla 3-3
Resinas Melamina-Formaldehído (Ton.)

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Producción	720	1070	1115	1515	1265	1190	1734	1959
Importación	133	117	58	96	16	5	17	39
Exportación	9.1	22.4	5	22.7	0.70	-	-	-
Consumo ap.	844	1165	1168	1588	1280	1195	1751	1998

Como puede verse en la Tabla 3-3 la producción de resinas de melamina-formaldehído de los años de 1967-1974 tuvo un aumento del 172 % (31).

Las importaciones de dichas resinas han disminuído notablemente pues de 133 ton. que se importaron en el año de 1967 llegó a bajar hasta 5 ton. en 1972 y 39 ton. en 1974 y como se puede apreciar, la tendencia es que esas importaciones desaparezcan (25).

Las exportaciones de estas resinas se han mantenido a un nivel bajo pues de 9 ton. en 1967 lo máximo que alcanzaron fué de 22.7 ton. en 1970 y en los años de 1972-1974 no hubo exportaciones.

En cuanto al consumo aparente se puede ver que ha aumentado casi al parejo de la producción pues ha sufrido un incremento de 844 ton. en 1967 hasta 1998 ton. en 1974 equivalentes al 136.75 % de aumento neto.

Las producciones estimadas de las resinas de melamina-formaldehído para los próximos años se muestran en la Tabla 3-4;

Tabla 3-4

Demanda estimada de Resinas de
Melamina-Formaldehido

<u>Año</u>	<u>Cantidad (Ton.)</u>	
1976	2280	
1977	2620	
1978	3015	
1979	3470	Fuente: Memorias del séptimo
1980	4000	Foro Nacional de la Ind. Quím.

La producción de resinas de urea-melamina-formaldehido en los Estados Unidos para los años de 1962-1972 se muestran en la Tabla 3-5.

Tabla 3-5

Producción de Resinas de Urea-Melamina-
Formaldehido en los
Estados Unidos

<u>Año</u>	<u>Cantidad (millones de lb.)</u>	
1962	489	
1963	518	
1964	570	
1965	596	
1966	633	
1967	645	
1968	741	Fuente: U.S. Tariff Comm. y
1969	771	Chem. Eng. News Junio 4, 1973
1970	746	Pag. I4
1971	804	
1972	911	

Como puede verse en la tabla anterior el aumento en la producción de resinas de urea-melamina-formaldehído de 1962-1972 fué del 86.2 %, que si lo comparamos con el aumento que tuvo México en los años de 1967-1974 del 172 % resulta menor, pero en las cantidades netas producidas resulta muy superior a la de nuestro país(29).

En la Tabla 3-6 podemos ver la situación mundial en cuanto a la producción de resinas termofijas y termoplásticas, esta tabla incluye, resinas poliéster, epóxicas, fenólicas, maléicas, ureicas, melamínicas, alquídicas, etc.

En dicha tabla podemos ver que los Estados Unidos son los mayores productores mundiales en c/u de los años que muestra la tabla, en seguida están Japón y la República Federal de Alemania y un poco más atrás Italia.

Si ponemos como ejemplo el año de 1972 en que la producción mundial de resinas fué de 37,200,000 ton., veremos que de esa cifra los Estados Unidos produjeron el 31.59 % ó sea 11,755,000 ton.; Japón produjo el 14.98 % ó sea 5,573,000 ton. y la República Federal de Alemania produjo el 14.21 % ó sea 5,289,000 ton.; entre estos tres países sumaron el 60.78 % de la producción mundial lo que nos dá una idea de su poderío en esta rama de la ind. química.

TABLA 3 - 6 (a)
 PRODUCCION DE RESINAS SINTETICAS EN
 AMERICA. (MILES DE TON.)

P A I S	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	1976
ARGENTINA	-	60	76	74	81	103	113	134	146	146	142	152	88
BRASIL	46	39	71	67	93	96	46	-	-	-	110	-	-
CANADA	162	164	181	184	215	252	285	318	400	452	430	-	-
COLOMBIA	9	-	8	17	8	59	-	-	-	-	-	-	-
MEXICO	-	-	55	71	32	36	36	47	-	-	-	-	-
NICARAGUA	-	-	-	-	-	6	11	-	-	-	-	-	-
VENEZUELA	-	-	-	-	12	24	-	14	12	-	-	-	-
ESTADOS UNIDOS	4583	5300	6162	6256	7419	8470	8712	9556	11755	-	9520	-	-

FUENTE: Statistical Yearbook, 1977.

United Nations, N. Y.

Depto. Of. Economic And Social Affairs.

TABLA 3 - 6 (b)
PRODUCCION DE RESINAS SINTETICAS EN
EUROPA. (MILES DE TON.)

P A I S	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	1976
AUSTRIA	60	66	80	90	106	130	187	215	233	278	291	305	405
BELGICA	105	120	126	148	242	496	605	-	-	-	-	-	-
BULGARIA	25	33	40	44	59	74	89	106	123	144	146	-	-
CHECOSLOVAQUIA	102	126	152	186	203	213	245	270	301	356	-	420	580
DINAMARCA	19	24	35	44	102	111	117	-	-	-	-	-	-
FINLANDIA	4	4	5	7	8	9	12	13	18	-	-	-	-
FRANCIA	611	695	800	893	1008	1329	1519	1765	2100	-	2639	-	-
REP. DEM. ALEMANA	204	219	250	278	306	328	370	420	458	489	518	608	694
REP. FED. ALEMANA	1754	1999	2166	2496	3108	3776	4170	4605	5289	6339	6071	5200	6400
HUNGRIA	25	27	33	36	39	39	56	83	100	111	115	123	142
ITALIA	812	931	1078	1216	1520	1445	1670	1709	1938	2322	-	-	-
PAISES BAJOS	274	340	425	525	772	964	1150	1305	1526	-	1937	-	-
NORUEGA	59	69	79	84	105	137	173	142	149	-	-	-	-
POLONIA	109	118	104	129	163	199	224	257	299	384	395	540	560
PORTUGAL	1	12	14	16	18	24	35	33	-	-	-	-	-
RUMANIA	48	76	95	108	130	137	206	251	274	-	283	-	-
ESPAÑA	110	135	130	176	243	336	385	412	498	-	-	-	-
SUECIA	141	161	138	168	205	265	294	313	399	-	-	-	-
SUIZA	-	-	-	-	51	51	60	-	-	-	-	-	-
REINO UNIDO	883	957	1017	1108	1234	1319	1449	1447	1608	1976	2467	1820	2515
YUGOSLAVIA	35	56	62	62	70	84	97	100	117	126	167	160	204

FUENTE: STATISTICAL YEARBOOK 1977
 UNITED NATIONS, N.Y.
 DEPT. OF. ECONOMIC AND SOCIAL AFFAIRS.

Experiencia de los diferentes procesos

A continuación veremos las plantas que en el mundo se han construido bajo las diferentes tecnologías, así como sus capacidades y el año en que empezaron a funcionar(30).

B.A.S.F.

Este proceso es el segundo más difundido en Europa, en cuanto a antigüedad y capacidades, las plantas que se han construido bajo esta tecnología son:

<u>Ubicación</u>	<u>País</u>	<u>Capacidad (ton/año)</u>	<u>Fecha</u>
Ludwgshafen	Rep.Ale.Fed.	12,000	1968
Mitsui-Toatsu	Japón	24,000	1970
Kashima	Japón	32,000	1970
Toulouse	Francia	12,000	1974
Ludwgshafen	Rep.Ale.Fed.	20,000	1970

D.S.M.

Este es el proceso más difundido y bajo el que más plantas se han construido en el mundo, por conducto de la firma Stamicarbon, que es una filial de la D.S.M. Las plantas son:

<u>Ubicación</u>	<u>País</u>	<u>Capacidad (ton/año)</u>	<u>Fecha</u>
Geleen	Holanda	10,000	1967
Ashaland, Ky.	Estados Unidos	43,200	1969
Pasadena, Tex.	Estados Unidos	10,800	1969
Ivanho, La.	Estados Unidos	36,000	1970

continúa

Donaldsville, La.	Estados Unidos	37,800	1970
Linburg	Holanda	30,000	1970
Geleen	Holanda	30,000	1970
Avondale, La.	Estados Unidos	37,800	1971
Geleen	Holanda	100,000	1974

Montecatini-Edison

Fué el primero que se explotó comercialmente, llegando a ser en un tiempo el de mayor producción en Europa, tiene las siguientes plantas,

<u>Ubicación</u>	<u>País</u>	<u>Capacidad (ton/año)</u>	<u>Fecha</u>
Castellanza	Italia	20,000	1963
Castellanza	Italia	20,000	1963
Kirovacan	U.R.S.S.	10,000	1969
Calvosotelo	Italia	8,000	1970
Castellanza	Italia	10,000	1970
Kirovacan	U.R.S.S.	30,000	1973

Nissan

Bajo esta tecnología se han construido dos plantas,

<u>Ubicación</u>	<u>País</u>	<u>Capacidad (ton/año)</u>	<u>Fecha</u>
Tokyo	Japón	5,400	1969
Tokoyama	Japón	14,400	1971

O.S.W.

Bajo esta tecnología se han erigido cinco plantas en su país de origen que son,

<u>Ubicación</u>	<u>País</u>	<u>Capacidad (ton/año)</u>	<u>Fecha</u>
Linz	Austria	14,400	1964
Linz	Austria	5,000	1971
Linz	Austria	10,800	1971
Linz	Austria	10,600	1972
Linz	Austria	30,600	1974

Precios del producto

El precio de la melamina puesta en México por los diferentes países productores varió enormemente en los últimos 5 años de acuerdo a la tabla siguiente:

Tabla 3-7

Precios de la melamina (pesos/kg.)

<u>País</u>	<u>1970</u>	<u>1971</u>	<u>1972</u>	<u>1973</u>	<u>1974</u>
Rep. Fed. Alem.	5.93	5.31	-	7.52	27.04
Austria	-	-	4.62	6.39	14.06
Estados Unidos	6.21	6.32	5.62	6.61	12.96
Japón	5.26	5.28	5.02	5.28	16.71
Holanda	5.15	5.22	4.93	-	10.86
Reino Unido	5.69	5.35	4.77	-	17.26

Fuente: Anuarios Estadísticos de Com. Ext. S.I.C. (25)

Como puede verse, los precios bajaron en el año de 1972 en un promedio del 11% con respecto a los precios de 1971, pero en 1974 vino un enorme aumento de aproximadamente 172% en promedio pues en la República Federal de Alemania, por ejemplo, el aumento fue del 256%, en Austria fue del 120%, en los Estados Unidos del 96% y en Japón fue del 216%.

El precio de la melamina en los Estados Unidos hasta el 18-oct-1976 variaba entre 0.33-0.37 dólares por libra, según la Chemical Marketing Report, suponiendo que el tipo de cambio del dólar norteamericano con respecto al peso mexicano sea de 25:1 tendremos que en los Estados Unidos el kg. de melamina vale 19.25 pesos mexicanos y a esto habría que agregarle el impuesto de importación a México y el

flete, con esto nos damos una idea de que el precio de la melamina de los Estados Unidos puesta en México D.F. en la actualidad fácilmente supera los 25 pesos mexicanos.

Distribución geográfica del mercado

Este es un factor importante para el aspecto de la localización de la planta, pues así nos damos cuenta de cuáles serían los costos por fletes del producto hasta los diferentes consumidores en el país y cual sería la comodidad para estos, de tener al distribuidor en un punto cercano a sus plantas(31).

La distribución es la siguiente:

<u>Compañía</u>	<u>Localización de la planta</u>
B.A.S.F. Mexicana S.A.	Santa Clara, Edo. de Méx.
Cyanamid de México S.A. de C.V.	Guadalajara, Jal.
Ind. Quím. Delgar S.A.	San Luis Potosí, S.L.P.
Ind. Quím. Formex S.A.	Xalostoc, Edo. de Méx.
Ind. Quím. Synres S.A.	Toluca, Edo. de Méx.
Ind. Resistol S.A.	Lerma, Edo. de Méx.
INGSAM S.A.	Lerma, Edo. de Méx.
Poli-Resinas S.A.	Xalostoc, Edo. de Méx.
Química Henkel S.A.	Naucalpan, Edo. de Méx.
Reichold Quím. de Méx. S.A.	México D.F.
CIBA Geigy Mexicana S.A.	México D.F.
DEVOE de México S.A.	Xalostoc, Edo. de Méx.

En la tabla anterior podemos apreciar que la mayor parte del mercado está en el Distrito Federal y en el Estado de México y según el mercado, la planta debería localizarse entre estas zonas, pero para la localización se toman en cuenta muchos factores, aparte del mercado, que posteriormente discutiremos con mayor amplitud.

Capacidad óptima de la planta

El método que se usó para resolver este punto, está tomado de la revista "Industrialización y Productividad", (Marzo 1959) que es editada por la Organización de las Naciones Unidas (Anexo I).

Mediante este método es posible determinar la capacidad óptima de la planta considerando que una planta con capacidad mayor que el mercado estimado puede operar abajo de su capacidad nominal en un período inicial y una vez que el mercado se haya ampliado, operando a su máxima capacidad tendrá costos menores y por lo tanto mayores utilidades. Si la capacidad de la planta no fuera lo suficientemente grande, esto reduciría los beneficios futuros que de ella se pueden esperar y por el contrario, si la capacidad es excesiva el equipo trabajaría a capacidad máxima la mayor parte del tiempo, causando con esto que los costos se eleven demasiado.

Por lo tanto si se conoce la vida aproximada del equipo y la velocidad de crecimiento del mercado, podemos encontrar una capacidad para la cual los costos totales, a lo largo de la vida del equipo, se convierten en un mínimo.

Los costos de fabricación están formados esencialmente por, materias

primas, mano de obra, servicios y costos de capital. A cualquier capacidad, los dos primeros permanecen constantes por unidad de producto y por lo tanto el único componente del costo que afectaría sería el costo del capital.

Considerando "C" como los costos de capital total para la vida del equipo y "P" la producción total para la vida del equipo (Los costos del capital incluyen impuestos, seguros, amortizaciones, intereses de capital, etc.), se puede localizar la capacidad óptima haciendo que la relación C/P sea un mínimo.

Mediante un procedimiento matemático, sustituimos los valores "C" y "P" por sus expresiones en función de las variables anotadas a continuación, se llega a una ecuación que permite calcular el número de años que corresponden a la capacidad óptima.

$$(1-0.5z)^n + r^n + [1 - (1-z)^n]n - (1-z)n = 0$$

en la cual:

N-vida del equipo, años.

n-número de años correspondientes a la capacidad óptima.

Z-es un factor que permite relacionar la capacidad con la inversión requerida.

r-crecimiento anual de la demanda.

La deducción completa de la fórmula se encuentra descrita en el Anexo I.

Para nuestro caso, el cálculo de la capacidad óptima será el siguiente:

$N = 10$ (Considerando un tiempo de vida del equipo de 10 años).

$Z = 0.6$ (Para plantas de proceso químico, según datos proporcionados por la revista "Industrialización y Productividad").

$r = 36 \%$, el cual se desglosa a continuación.

Factores de crecimiento en la demanda de melamina

De los años de 1962-1974 el consumo de melamina, dado por las importaciones, varió de 84,238 kg. a 1,987,280 kg.

Dividiendo $1,987,280/84,238 = 23.591$

De 1962 a 1974 son 13 años.

De las tabulaciones presentadas por el Chemical Economics Handbook se tiene para 13 años y en la columna de 23.591 un incremento anual en el consumo de 36 %.

Sustituyendo valores en la ecuación anterior:

$$[1 - 0.5(0.6)](0.36)\pi^2 + [1 - (1-0.6)(0.36)(10)]\pi - (1-0.6)(10) = 0$$

$$(1 - 0.3)(0.36)\pi^2 + [1 - (0.4)(0.36)(10)]\pi - (0.4)(10) = 0$$

$$(0.7)(0.36)\pi^2 + [1 - 1.44]\pi - 4 = 0$$

$$0.252\pi^2 - 0.44\pi - 4 = 0 \quad ; \quad a = 0.252 \quad ; \quad b = -0.44 \quad ; \quad c = -4$$

$$X_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \quad ; \quad X_{1,2} = \frac{0.44 \pm \sqrt{0.1936 - (4)(0.252)(-4)}}{2(0.252)} = \frac{0.44 \pm \sqrt{4.2236}}{0.504}$$

$$X_1 = \frac{0.44 + 2.06}{0.504} = 4.96$$

$$X_2 = \frac{0.44 - 2.06}{0.504} = -3.21$$

O sea que la capacidad óptima de la planta será aquella que corresponda a una proyección de 4.96 años.

De acuerdo con lo anterior, la capacidad óptima corresponderá a la demanda proyectada 5 años después, ó sea la correspondiente al año de 1985 que sería de 2400 ton., suponiendo que la empresa iniciara actividades en 1980.

Esta capacidad sería la adecuada para surtir únicamente el mercado nacional y por lo tanto hay que darle un margen para exportar el producto a países de la ALAIC, creemos que con un margen del 10-20 % es más que suficiente, entonces la capacidad de la planta sería de ,

$2400 \times 1.15 = 2760 \text{ Ton. } \delta 2800 \text{ Ton./año}$

esta producción correspondería a 8 Ton./día trabajando los 365 días del año.

Proyectos de Plantas de melamina en el mundo

En el mundo se tienen proyectos para la creación de 10 plantas productoras de melamina, algunas de las cuales ya están en etapa de construcción, su distribución es la siguiente:

<u>País</u>	<u>Etapa</u>	<u>Compañía</u>	<u>Lugar</u>	<u>Capacidad</u>	<u>Licenciador</u>
México	P	Guanos y Fert.	Minatitlan	16.6t/d	---
Austria	C77	Chemie Linz	Linz	20 mt/a	Chemie Linz
Francia	I	Azote Produits Chimiques	Toulouse	12 mt/a	B.A.S.F.
Países Bajos	C	D.S.M. Holland	Geleen	60 mt/a	D.S.M.
Países Bajos	I78	D.S.M. Holland	Geleen	100 mt/a	D.S.M.
Polonia	C77	Polimex Cekop	Pulawy	32 mt/a	Chemie Linz
India	P	Gujarat State Fertilizer	Baroda	10 mt/a	---
Japón	C	Nissan Chemical Ind. Ltd.	Toyama	24 mt/a	Nissan
Taiwan	I77	Taiwan Fertilizer Co. Ltd.	Hsin Chu	30 t/d	Stamicarbon
Rumania	I	Ministry Chem. Ind.	Tirgu Mures	12 mt/a	Mont-Edison

En la tabla anterior,

P- planeación 77-año de 1977
I-ingeniería 78-año de 1978, etc.
C-construcción

Fuente: Hydrocarbon Processing, Oct. 1976, segunda sección.

World-Wide HPI Construction Boxscore

En la tabla anterior podemos ver que en México se está planeando la instalación de una planta en Mil. Atitlan, Ver. con una capacidad de 16.6 ton/día, la empresa que está haciendo dicha planeación es Guanos y Fertilizantes de México S.A. (30,28).

Materias primas

Hasta hace algunos años México importaba casi en su totalidad el amoníaco y la urea para consumo nacional pero poco a poco hemos superado esa barrera y con respecto a la urea puede decirse que hemos logrado la autosuficiencia pues desde 1962 en que se importaron 4,298,592 kg. hasta 1973 en que solo se importaron 13,762 kg. hay mucha diferencia; además México comenzó a exportar urea en 1965 con 3,658,770 kg. y en 1973 se exportaron 77,849,028 kg.; la importación de amoníaco en 1962 fué de 33,343,023 kg. y en 1974 de 254,114,075 kg., las exportaciones comenzaron en 1971 con 898,810 kg. en 1974 se exportaron 4,254,732 kg. Todos estos datos se encuentran en la tabla siguiente: (26).

Tabla 3-8

Urea

<u>Año</u>	<u>Importación (Kg.)</u>	<u>Exportación (Kg.)</u>
1962	4,298,592	---
1963	3,620,805	---

continúa

1964	2,999	---
1965	58,322	3,658,770
1966	8,005,524	5,651,052
1967	10,079	804,708
1968	21,839	7,271,641
1969	9,515	18,821,549
1970	28,425	18,096,168
1971	10,346	69,089,749
1972	28,813	134,901,836
1973	13,762	77,849,028

Como vemos en la Tabla 3-8, en los 12 años que indica se han importado un total de 16,109,021 kg. y se han exportado un total de 336,144,501 kg. ó sea la balanza nos favorece ampliamente.

En la Tabla 3-9 vemos que las importaciones de amoníaco han aumentado en una forma exagerada y aquí la balanza está en nuestra contra.

Tabla 3-9

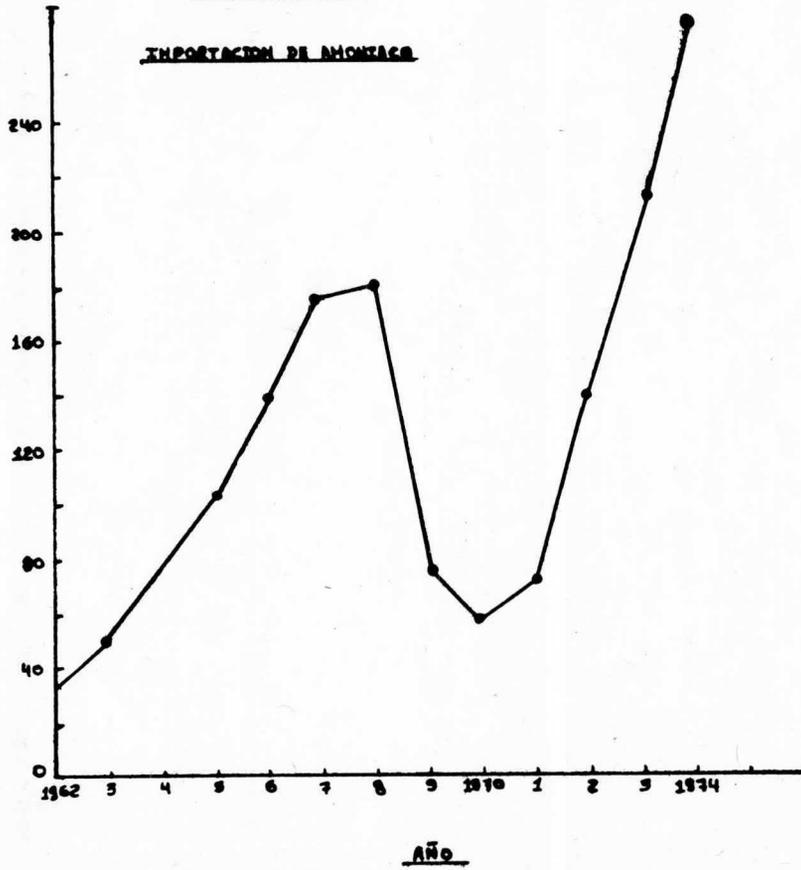
Amoníaco

<u>Año</u>	<u>Importación (Kg.)</u>	<u>Exportación (Kg.)</u>
1962	35,343,023	---
1963	51,861,705	---
1964	74,324,069	---
1965	102,796,455	---
1966	128,150,452	---
1967	169,068,224	---
1968	176,268,409	---

GRAFICA 2-3

IMPORTACION DE MONTAJE

MILES DE TON.



	<u>continúa</u>	
I969	83,217,041	---
I970	58,233,231	---
I971	75,791,447	898,810
I972	150,674,497	190,205
I973	206,601,023	3,466,000
I974	254,114,075	4,524,732

Fuente: Anuarios Estadísticos de Com. Ext. S.I.C.

CAPITULO IV

COMPARACIONES ENTRE LOS
DIFERENTES PROCESOS

Comparaciones entre los diferentes procesos

En este capítulo trataremos de hacer resaltar las diferencias que puedan existir entre los procesos, dicha comparación la haremos en base a materias primas, equipo de proceso, el proceso mismo, condiciones de operación, etc.

Materias primas.- En los procesos individuales vemos que todos utilizan urea como la materia principal, pero hay una diferencia, que algunos la usan en forma sólida (granos) y otros reciben la urea ya fundida ó sea en estado líquido; la Montecatini-Edison y la B.A.S.F. reciben la urea en estado sólido y por lo tanto en su proceso deben incluir equipo adicional para fundirla; la Nissan, O.S.W. y la D.S.M. reciben la urea fundida y no lo requieren.

Los cinco procesos usan amoníaco como gas portador y como agente fluidizante pero algunos requieren de alta pureza y otros pueden usar la mezcla $\text{NH}_3\text{-CO}_2$ sin bajar la eficiencia del proceso; la Montecatini-Edison, Nissan, O.S.W. y la D.S.M. usan NH_3 de alta pureza y la B.A.S.F. usa la mezcla.

La O.S.W. usa sílica gel ó alúmina gel como catalizador; la B.A.S.F. y la D.S.M. usan un compuesto de pirólisis de una alúmina; la Nissan y la Montecatini-Edison no usan catalizador pero lo substituyen con la alta presión en el reactor.

Etapas.- El proceso O.S.W. tiene la desventaja de que la melamina se produce en dos etapas y usa para cada etapa un reactor, en el primero se descompone la urea en ácido ciánico y amoníaco, esta mezcla en fase gas se pasa al segundo reactor donde dicha mezcla forma otra mez-

cla de melamina y bióxido de carbono. Los demás procesos son en una etapa y solo utilizan un reactor.

Calentamiento en reactor.- Cuatro de los procesos usan una salmuera como medio de calentamiento ó mejor dicho como medio de control de la temperatura, esos procesos son, B.A.S.F., Nissan, O.S.W. y la D.S.M. La Montecatini-Edison usa mercurio como medio de control en unos calentadores especiales para este fin.

Enfriamiento de los gases.- Los procesos O.S.W. y Nissan sofocan los gases de la reacción principal en un equipo (quenching) en el que se les adiciona agua fría en forma directa y amoníaco como en el caso de la Nissan; a diferencia de estos la Montecatini pasa los gases de reacción a un equipo de expansión, en donde al contacto con agua caliente y por medio de agitación se le eliminan el NH_3 y el CO_2 que salen por el domo y por el fondo sale una solución de melamina en agua que se concentra en un tanque de saturación; en el proceso de la B.A.S.F. los gases son pasados por un enfriador del que salen un poco arriba del punto de rocío de la melamina y luego a un filtro y a un sublimador donde la melamina al ponerse en contacto con NH_3 y CO_2 , en fase gaseosa, fríos, cristaliza en finas partículas; la D.S.M. usa un disolventador en el que los gases de reacción son mezclados en un licor de $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{O}$ proveniente de una de las centrifugas de una etapa posterior.

Recuperación de amoníaco.- Hay una diferencia muy importante en cuanto a este punto, la O.S.W. y Nissan incluyen equipo separador de CO_2 ,

equipo separador de NH_3 y equipo para el secado ó purificación posterior de este, como en el caso de la Nissan que incluye un destilador de amoníaco con condensador y re-hervidor (reboiler); la D.S.M. solo incluye un equipo para la absorción de CO_2 , de este sale una solución concentrada de carbonato de amonio, el amoníaco y agua (gases) que salen de la primera centrifuga, se condensan y se envían al enfriador (quenching) ó sea que en este proceso no hay equipo especial para la recuperación de amoníaco; en la B.A.S.F. y Montecatini la corriente de gases de NH_3 y CO_2 se envía fuera de límites de batería a la planta de urea, integrada a la de melamina, en donde se usan directamente para la producción de urea.

Secado. - En todos los procesos la etapa de secado se presenta después de las centrifugas ó sea donde se efectúa la separación de partículas sólidas de melamina, en esta etapa de secado hay una diferencia, la Montecatini, O.S.W. y la Nissan efectúan el secado por medio de aire caliente, por lo general son secadores rotatorios; a diferencia de estos la B.A.S.F. y la D.S.M. usan ciclones que actúan como secadores y como separadores de gases y de partículas, es decir estos procesos todavía efectúan una post-separación.

Molienda ó pulverización. - Esta etapa se presenta casi al final ó sea después del secado ó separación en los ciclones. La O.S.W., D.S.M. y la Nissan usan un molino convencional para obtener el tamaño de partícula deseado; la B.A.S.F., dadas las condiciones del proceso, no requiere molino adicional pues en el sublimador se obtienen partículas

muy finas que lo hacen innecesario; la Montecatini-Edison no dá información al respecto pero es de suponerse que lo necesite para uniformizar el tamaño de partícula.

Condiciones de operación.- Las condiciones de operación para la formación de melamina varían en cada proceso ocasionando con esto un mayor ó menor costo del equipo. La B.A.S.F. y la O.S.W. operan a presión atmosférica con una temperatura de reacción de 400-450°C; la D.S.M. trabaja a una presión media de 5-10 kg/cm² con una temperatura de 390°C y la Montecatini y la Nissan lo hacen a altas presiones arriba de 100 kg/cm² y temperaturas de 400-450°C.

CUADRO COMPARATIVO DE PROCESOS.

	MONTECATINI-EDISON	NISSAN	B.A.S.F.	O.S.W.	D.S.M.
Condiciones de operación	P=150 Kg/cm ² . T=450° C.	100 Kg/cm ² . 400° C.	P.ATM. 400° C.	P.ATM. 450° C.	5-10 Kg/cm ² . 390° C.
Etapas	Una etapa Urea-Melamina	Una etapa Urea-Melamina	Una etapa Urea-Melamina	Dos etapas Urea-Ac.Ciánico Ac.cianico-melamina	Una etapa Urea-Melamina
Catalizador	No usa	No usa	Oxido de alu- minio	Sílica Gel ó Alumi- na Gel.	Comp. de piróli- sis de una alumi- na.
Urea	Sólida	Fundida	Sólida	Fundida	Fundida.
Calentamiento en reactor	Con mercurio	Salmuera	Salmuera	Salmuera	Salmuera
Consumos en servi- cios por 1 000 Kg. de producto: En.					
eléctrica	360 Kwh	950 Kwh	1,350 Kwh	1,500 Kwh	No hay dato
Vapor	18,000 Kg.	2,700 Kg.	2,400 Kg.	400 Kg.	" " "
Agua enf.	1,200 M3.	13,207 Gal.	6,600 Gal.	No hay dato	" " "
Combustible	250 M3. (CH4)	17 M Btu	14 M Btu.	23 M Btu.	" " "
Otras	La corriente NH3-CO2 del reac- tor se envía a la planta de urea.	Usa NH3 puro en el reactor	Usa la mezcla NH3-CO2 en - el reactor	Usa NH3 puro en el reactor	Usa NH3 puro en el reactor

Consumo de materias primas por 1000 Kg.
de melamina producida

	BASF	OSW	DSM	NISSAN	MONTECATINI
Urea, kg.	3091	£	3100	3136	1700
Amoníaco gas, kg.	200	£	460 liq.	1318	20
Bioxido de carbono	100	£	30	£	otras \$5.00
Catalizador 5.9		£	8	no usa	no usa

Gases de salida (producidos)

Amoníaco	1136	£	1400	2500	£
Bioxido de carbono	1318	£	1150	2909	£

£ - No hay información en la literatura.

Selección del proceso más adecuado

Después de haber mencionado las diferencias que existen entre todos los procesos, vamos ahora a tratar de seleccionar uno de ellos que sea adecuado a la Ind. Quím. Mexicana y a la economía del país.

En general creemos que los procesos de la Montecatini-Edison y el de la Nissan, por ser a altas presiones, son más dificultosos pues presentan mayores problemas de corrosión debido a las temperaturas elevadas del proceso. Además a altas presiones se elevan los puntos de ro-

cio de los productos de condensación de la melamina, melam, melem y melon y con esto aumenta la probabilidad de bloqueo del reactor. El proceso O.S.W. tiene una gran desventaja, la melamina es producida en dos etapas, en la primera se forma ácido ciánico a partir de urea y en la segunda se forma la melamina a partir del ácido ciánico y cada una de estas etapas se lleva a cabo en un reactor diferente, todos los demás procesos son de una sola etapa. Los procesos de la D.S.M. y la B.A.S.F. son, a nuestro criterio, los más adecuados y de ellos escogeremos uno; las ventajas que presenta cada uno de ellos son las siguientes:

B.A.S.F.

--El calor liberado en la formación de la melamina es usado directamente para la vaporización de la urea, que posteriormente formará melamina. Se necesita por lo tanto menos energía por libra de melamina, comparada con procesos de dos etapas donde la vaporización de la urea es efectuada en la primera etapa y la formación del producto en la segunda.

--En contraste con otros procesos, que usan amoníaco puro, la mezcla amoníaco-bióxido de carbono, formada por la reacción principal, es usada para fluidizar el catalizador y como gas portador ó acarreador de la melamina. En este proceso no hay equipo adicional para la purificación del amoníaco.

--La melamina es sublimada a una temperatura cercana a los 200°C por enfriamiento de los gases producidos. Como medio de enfriamiento se

usa un gas libre de melamina que proviene de una etapa posterior. Cristalizando la melamina en esta forma no puede ocurrir la tenida hidrólisis hacia amelina y amelida que ocurre cuando el enfriamiento es efectuado con agua en forma directa (quenching).

--Este proceso recupera aún las partículas más pequeñas debido a que usa ciclones en lugar de equipo de filtración. Con esto se ahorran problemas de limpieza de filtros, no necesitan tanto mantenimiento y las caídas de presión son menores.

D.S.M.

--Este proceso usa equipo de filtración y también ciclones lo que lo hace mucho más completo en este aspecto.

--Usa un equipo en el que se disuelven los gases de reacción usando como solvente un licor madre proveniente de una centrifuga, este licor contiene NH_3 , CO_2 y H_2O , con esto se minimizan los problemas de hidrólisis.

--Al purificar el amoníaco para su uso en el reactor se está logrando que la presión de vapor de este sea lo suficientemente alta para prevenir la formación de melam, melem y melon, que ocurre por la eliminación sucesiva de amoníaco.

Como vemos estos dos procesos ofrecen dichas ventajas que no ofrecen los demás y por lo tanto nuestra selección será para cualquiera de ellos. El proceso D.S.M. es, a nuestro parecer, más completo técnicamente pero esto lo hace que tenga más equipo y por lo tanto es más caro pues la mayor parte del equipo es de acero inoxidable, el adecuado para este caso es el proceso B.A.S.F. que aún que no tan completo como aquél, está en un término medio entre la D.S.M. y los demás.

CAPITULO V

LOCALIZACION DE LA PLANTA

Localización de la planta

La localización de una planta química es un factor tan importante para su éxito como la selección del mismo proceso. No solo debe cumplir con muchos factores tangibles tales como fuentes de materias primas y mano de obra sino que deben tomarse en cuenta varios intangibles que son más difíciles de evaluar(33).

La selección del lugar para el montaje de una planta debe estar basada en un estudio muy detallado en el cual todos los factores son comparados arduamente. Un estudio completo de cientos de localizaciones posibles llevaría mucho tiempo y tenemos que encontrar un método de disminuir el número de posibilidades hasta un mínimo. Aries sugiere el método de asociación aparente. Un análisis de plantas existentes, del tipo de la que se está considerando, nos indicará que ciertos tipos de localizaciones han sido preferidas en el pasado. En esta manera puede ser posible reducir el estudio a un menor número de posibles localizaciones(34).

Muchos procesos tienen uno ó más factores predominantes que pueden servir para minimizar el número de opciones. Las materias primas y el costo de fletes pueden ser tan importantes que una planta deba situarse cerca de las fuentes principales de abastecimiento. Esto automáticamente reducirá los sitios estudiados a aquellos cuyas fuentes de materias primas estén cercanas a la planta.

Los requerimientos de mano de obra pueden ser tales que algunas ciudades que tengan un bajo índice de población deban ser excluidas, porque únicamente las ciudades grandes puedan cumplir dichos reque-

rimientos. Estos y otros factores nos sirven como agentes eliminadores de opciones y nos ahorran tiempo y dinero.

En general los factores que influyen en la elección final para la localización de una planta de este tipo son:

- Materias primas, Fletes de materias primas y producto terminado.
- Agua de proceso
- Energía eléctrica
- Combustible
- Comunicaciones, carretera y ferrocarril
- Factores climatológicos
- Incentivos fiscales
- Mercado del producto, etc.

En toda la república se han creado multitud de zonas industriales, que se van difundiendo y proliferando día a día. Para efectuar el estudio comparativo de localización se han seleccionado cuatro de estas zonas del país, en las cuales aparentemente es factible, la instalación de la planta, ya que cuentan con todos los factores requeridos mencionados con anterioridad.

Zonas seleccionadas

De las zonas industriales las de mayor probabilidad para nuestro caso son: Puebla, Toluca, Salananca y Minatitlán.

Puebla. - En esta ciudad y sus alrededores, se ha creado una gran zona industrial, que además de estar cercana al principal centro comercial del país, cuenta con toda clase de servicios y comunicaciones.

Por otro lado, Puebla se encuentra en un punto intermedio entre nuestras fuentes de materias primas (Minatitlán, Cosoleacaque y Salamanca) y los centros de consumo del producto (México D.F. y Edo. de México) por estos motivos se consideró a Puebla como candidato posible.

Toluca .- La zona industrial de Toluca es otro de los núcleos, que en los últimos 6-8 años, ha crecido en forma incontenible, ya que presenta los mismos atractivos que la zona de Puebla. Para este estudio es una región muy importante ya que allí se encuentra uno de los grandes consumidores del producto.

Salamanca .- Esta zona fué seleccionada debido a que en ella existen todos los requerimientos industriales, ya que es la mayor zona del bajío y se encuentra en un punto no muy lejano a los centros de consumo del producto. Es de hacer notar que aquí se producen amoníaco y urea y por lo tanto es factible adquirir parte del consumo localmente.

Minatitlán .- Se ha considerado como posible localización por encontrarse aquí las fuentes de materias primas, que son, Guanos y Fertilizantes, en cuanto a la urea, y Petróleos Mexicanos en cuanto al amoníaco, además de que se tienen las fuentes de abastecimiento del combustible.

Las zonas de Monterrey N.L. y el Distrito Federal no se consideran como posibles, aún cuando son centros de consumo, por las siguientes razones:

En Monterrey no se dispone de agua suficiente para este tipo de industrias y en cuanto al Distrito Federal y sus cercanías, por el mis-

mo motivo y por la cuestión de la contaminación ambiental no se permiten instalaciones industriales de este tipo.

a) Materias primas y fletes

Las materias primas que se van a consumir en gran cantidad son urea y amoníaco. Algunos datos de producciones e importaciones se presentan en las tablas siguientes: (31)

Producción de urea

<u>Año</u>	<u>Ton.</u>
1967	96,309
1968	118,355
1969	161,503
1970	157,652
1971	213,430
1972	238,057

El principal productor de urea en México es Guanos y Fertilizantes de México S.A. que cuenta con plantas en Cosoleacaque y Minatitlán en el Edo. de Veracruz; Salamanca en el Edo. de Guanajuato y Ciudad Camargo en el Edo. de Chihuahua.

La revista Producción Química Mexicana de 1976 indica que la capacidad instalada de urea en 1976 es de 1,300 ton/día, esta misma fuente indica que están en proyecto varias plantas para la producción de urea, una en Coatzacoalcos, Ver. con una capacidad nominal de 495,000 ton/año y otra en el Edo. de Guanajuato, sin indicar la localidad exacta, con una capacidad de 330,000 ton/año.

Producción de amoníaco

<u>Año</u>	<u>Ton.</u>
1965	176,429
1966	192,926
1967	181,232
1968	215,250
1969	437,691
1970	483,028
1971	484,875
1972	526,248
1973	529,808



Los principales productores de amoníaco en México son Guanos y Fertilizantes de México S.A., con una capacidad instalada de 54,000 toneladas por año, y PEMEX que cuenta con tres plantas en Cosoleacaque, Ver. con una capacidad total de 670,000 ton/año, otra en Salamanca, Gto. con una capacidad de 90,000 ton/año y una en Cd. Camargo, Chih. con una capacidad de 130,000 ton/año.

Además existen proyectos para montar dos plantas más en Cosoleacaque y otra en Salamanca cuya capacidad hasta el momento no se sabe(31). Como puede apreciarse por lo general las plantas de urease localizan en lugares donde hay plantas que producen amoníaco pues el consumo es alto y esto reduce el costo por transportación. Basándonos en esto daremos prioridad a las zonas de Salamanca y Minatitlán por sobre las de Toluca y Puebla, pues en las primeras contaríamos con urea y amoníaco de primera calidad y localmente.

b) Comunicaciones, carreteras y ferrocarril

Este factor es muy importante, para una selección adecuada se tiene que verificar que, por el sitio elegido, pasen tanto carreteras como vías de ferrocarril que tengan comunicación con cualquier punto de la república; en este punto creemos que las cuatro localidades tienen la misma probabilidad, en un momento dado Minatitlán pudiera tener ventaja sobre las demás debido a la cercanía de puertos marítimos.

c) Combustible

De los servicios, el combustible, sin duda, es de los más importantes y se debe tomar en cuenta para la localización de cualquier planta, es necesario que se cuente con fuentes de abastecimiento de buen precio y buena calidad y con la mayor cercanía posible; en este punto creemos que Salamanca y Minatitlán tienen ventaja debido a que en esas entidades existen refinerías de Petróleos Mexicanos de las cuales se puede obtener el combustible.

d) Agua

Un factor vital para la elección del sitio adecuado de cualquier tipo de planta es el agua, se debe contar con agua en gran cantidad y de buena calidad, en la tabla siguiente se indican análisis del agua en las cuatro entidades consideradas.

Fuente: Tesis "Tratamiento de agua en la Ind. Mexicana"

Ma. Teresa Arnaud Huerta, 1971

Determinación	En término de	Salamanca	Toluca	Puebla	Minatitlán
Dureza total	CaCO ₃	170 ppm	71 ppm	894 ppm	198 ppm
Dureza de no carbonatos	CaCO ₃	0	0	170	0
Dureza de carbonatos	CaCO ₃	170	71	724	198
Alcalinidad a la fenolftaleína	CaCO ₃	0	0	0	0
Alcalinidad al Naranja de met.	CaCO ₃	206	98	724	280
Anh. carbónico libre	CO ₂	0	15	55	28
Silice	SiO ₂	70	70	90	25
Mat.orgánica	O ₂	2.4	1.2	--	2.8
Sólidos totales disueltos	CaCO ₃	330	223	1396	555

Salamanca .-Análisis de Fe total - huellas; sin sedimento; turbiedad- 0
pH-7.8 ; conductividad específica- 330 m. a 25°C.

Toluca.- Análisis de Fe total- 0.1 ppm como Fe; sin sedimento;
turbiedad - 0 ; pH - 7.1; conductividad específica - 225 m. a 25°C.

Puebla.- Análisis de Fe total - huellas ; sin sedimento; turbiedad - 0
pH - 7.4

Minatitlán.- Análisis de Fe total - huellas; sin sedimento; pH - 7.25
turbiedad - 0 ; conductividad específica - 340 m. a 25°C.

Todos los datos de la tabla anterior son para aguas de pozo de las

diferentes localidades y como vemos no difieren mucho en cuanto a calidad, con respecto a la cantidad creemos que para las zonas de Puebla Salamanca y Minatitlán no habría ningún problema, donde sería más dificultoso es en la zona de Toluca que aunque tiene cerca al Río Lerma, algunas veces no es suficientemente debido al alto consumo.

f) Energía Eléctrica

En los países en vías de desarrollo, como México, este suele ser un factor decisivo en la localización de una planta y deben tomarse en cuenta el costo de la instalación y el costo del consumo. En este punto debemos ver en que Zona Económica está situada cada una de las diferentes opciones, pues según la zona es el costo de la instalación, así vemos que Toluca y Puebla están en la Zona núm. 2; Salamanca y Minatitlán están en la Zona núm. 3.

En la tabla siguiente se ven los costos de instalación según zona y servicio.

<u>Servicio</u>	<u>Zona I</u>	<u>Zona 2</u>	<u>Zona 3</u>
a) T-2 Servicio gral. hasta 40 Kw de carga conectada.			
Primer Kw de carga conectada	240 \$	125 \$	100 \$
Por cada Kw adicional	400 \$	250 \$	125 \$
b) T-3 Servicio gral. para mas de 40 Kw de carga conectada.			
Por cada Kw de carga conectada	500 \$	350 \$	250 \$
c) Servicio gral. en alta tensión.			
Por cada Kw de carga conectada	750 \$	300 \$	150 \$

Esta última tarifa también se aplica a 5,000 Kw ó más de demanda contratada a tensiones de 66 Kv ó superiores.

Como puede apreciarse, en cualquiera de los servicios el costo es mucho más alto en la Zona 2 que en la Zona 3 y por lo tanto, en este

punto Salamanca y Minatitlán tienen amplia ventaja.

g) Incentivos

Actualmente, México tiende a diversificar sus zonas industriales con el objeto de descongestionar el Distrito Federal y lograr una localización geográficamente más adecuada, de las industrias, con este objeto se han creado incentivos tributarios y tres zonas económicas, que fueron delimitadas de acuerdo al decreto de la S.I.C. del 23 de noviembre de 1971. Dichas zonas son:

Zona 1.- Distrito Federal, Municipios de Atizapán de Zaragoza, Coacalco, Cuautitlán, Ecatepec, Naucalpan de Juárez, Tlalnepantla y Texcoco en el Edo. de México; Municipios de Apodaca, Garza García, Gral. Escobedo, Guadalupe, Monterrey, San Nicolás de los Garza y Santa Catarina del Edo. de Nuevo León y el Municipio de Guadalajara del Edo. de Jalisco.

Zona 2.- Municipios de Tlaquepaque y Zapopan del Edo. de Jalisco; Lerma y Toluca del Edo. de México; Cuernavaca y Jiutepec del Edo. de Morelos; Cuautlancingo, Puebla y San Pedro Cholula del Edo. de Puebla y el Municipio de Queretaro del Edo. de Queretaro.

Zona 3.- El resto del territorio nacional.

Los incentivos que se ofrecen para instalar diferentes tipos de industrias son:

Reducción en los impuestos sobre importación.

Reducción en los impuestos sobre ingresos mercantiles.

Reducción en el impuesto sobre el ingreso global de las empresas.

Reducción en el impuesto del timbre.

Reducción en el impuesto sobre la enajenación de inmuebles.

Facilidad de depreciar aceleradamente la maquinaria y el equipo.

A continuación se indica la tabla que muestra los incentivos para las diferentes opciones.

<u>Incentivo</u>	<u>Toluca</u>	<u>Puebla</u>	<u>Salamanca</u>	<u>Minatitlán</u>
Reducción en el impuesto sobre ingresos mercantiles.	50-100%	50-100%	60-100%	60-100%
Reducción en el impuesto sobre importaciones.	50-100%	50-100%	60-100%	60-100%
Reducción en el impuesto sobre el ingreso global de las empresas.	10-25%	10-25%	15-40%	15-40%
Reducción en el impuesto sobre el timbre.	50-100%	50-100%	60-100%	60-100%
Reducción en el impuesto sobre la enajenación de inmuebles.	60-100%	60-100%	60-100%	60-100%

Fácilmente vemos en la tabla anterior que Minatitlán y Salamanca tienen ventaja por estar ubicados en la Zona Económica 3.

h) Mercado

Otro factor muy importante pues para los clientes es cómodo tener lo más cerca posible un abastecedor de sus materias primas ya que los costos de los fletes son mas bajos y además se puede recurrir

a la abastecedora en cualquier momento para producciones de emergencia. El mercado de la melamina está formado casi en su totalidad por las siguientes empresas:

Adhesivos S.A.; B.A.S.F. Mexicana S.A.; Cyanamid de México S.A. de C.V.; Ind. Quím. Delgar S.A.; Ind. Atlas S.A.; Ind. Quím. Formex S.A.; Ind. Quím. Synres S.A.; Ind. Resistol S.A.; INGSAM S.A.; Poli-resinas S.A.; Química Henkel S.A.; Reichold de México S.A.; Ciba Geigy Mex. S.A.; Devoe de México S.A. y Melcinsa S.A.

La mayoría de estas empresas tienen sus plantas en el Distrito Federal y en el Edo. de México por lo que, en este punto, la ventaja es para Toluca y Puebla.

i) Clima

Un factor muy importante pues interviene en las condiciones de vida de los empleados y trabajadores, así como en sus consecuencias en el proceso. A continuación damos algunos datos de temperaturas mínimas, medias y máximas de las cuatro localidades para los años de 1971 y 1975.

Minatitlán - 1971

Temp. mínima- 11°C ; temp. media- 27°C y temp. máxima- 39°C .

Salamanca - 1971

Temp. mínima- 3°C ; temp. media- 20°C y temp. máxima- 36°C .

Toluca - 1971

Temp. mínima- -2.7°C ; temp. media- 13.5°C y temp. máxima- 29.1°C .

Puebla - 1971

Temp. mínima- -2°C ; temp. media- 17°C y temp. máxima- 31.8°C .

Minatitlán - 1975

Temp. mínima - 13°C; temp. media - 26°C; temp. máxima - 40°C.

Salamanca - 1975

Temp. mínima - 0°C; temp. media - 18.2°C y temp. máxima - 34.4°C.

Toluca - 1975

Temp. mínima - -1.9°C; temp. media - 13.6°C y temp. máxima - 28.3°C.

Puebla - 1975

Temp. mínima - -3°C; temp. media - 16.2°C y temp. máxima - 31.7°C.

De los datos anteriores vemos que Toluca y Puebla tienen un clima templado con temperaturas mínimas bajo cero sobre todo en los meses de diciembre, enero y febrero; en cambio Minatitlán tiene temperaturas de 40°C en los meses de mayo y junio, creemos que en este punto la ventaja es para Salamanca que tiene temperaturas de 35-36°C en mayo y junio, temp. medias de 22-23°C y temp. mínimas de 0°C.

j) Otros

Después de haber discutido los factores anteriores discutiremos uno que es muy importante, la economía del proceso. Los procesos de la Montecatini-Edison, Nissan y D.S.M. nos indican que para que el proceso sea lo más económico posible, la planta de melamina debe estar integrada a una planta de urea. Esto es con la finalidad siguiente:

1.-Aprovechar al máximo los gases de NH_3 , CO_2 y urea, que salen del reactor, en la planta de urea.

2.-Estos mismos gases, producto de la reacción, pueden ser absorbidos para producir una solución de carbonato que se utiliza en la planta de urea.

De estos métodos de interacción, el segundo parece ser el mejor pues se aprovechan los sub-productos de reacción en la producción de carbamato que a su vez se utilizan en la producción de urea y proporciona una gran economía térmica pues los sub-productos que salen del reactor llevan una alta temperatura y con esta misma temperatura se regresa la urea a la planta de melamina. De acuerdo a esto, es ventajoso tener una planta de urea con una gran capacidad; la Nissan usa este método y tienen muy buenos resultados.

Después de haber hecho una breve comparación de los factores que puedan influir en la localización de la planta mostraremos una tabla representativa para poder apreciar mejor las diferencias que puedan existir entre las cuatro opciones.

Elección de la zona más apropiada

Con objeto de facilitar la interpretación de los factores que han intervenido en esta selección, se ha hecho una tabulación considerando las cuatro zonas industriales, habiéndose dado el mismo valor máximo de 2 puntos para las condiciones más favorables, 1 punto si las condiciones son regulares y 0 puntos si son malas.

Localización de la planta

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	Total
Minatitlán	2	2	2	2	2	2	0	1	2	15
Toluca	1	2	1	1	1	1	2	1	0	10
Salamanca	2	2	2	2	2	2	0	2	2	16
Puebla	1	2	1	2	1	1	1	1	0	10

Donde :

- A - Materias primas y fletes.
- B - Comunicaciones; carretera y ferrocarril.
- C - Combustible.
- D - Agua.
- E - Energía eléctrica.
- F - Incentivos fiscales.
- G - Mercado.
- H - Factores climatológicos.
- I - Otros.

En la tabla anterior vemos que Salamanca tiene una ligera ventaja sobre Minatitlán, esta se debe al clima, factor muy importante para la evaluación; por lo que respecta a Toluca y Puebla creemos que debido a estar situados en la Zona Económica 2 tienen desventaja. Los conceptos analizados con anterioridad indican claramente que las regiones de Salamanca y Minatitlán reúnen las características más adecuadas para la localización de la planta, con una ligera ventaja para Salamanca.

C A P I T U L O V I

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones y recomendaciones

Las conclusiones a que se llegaron en el presente estudio son las siguientes:

1.- Dado que todos los procesos, conocidos comercialmente, utilizan urea y amoníaco para la obtención de melamina, sería ampliamente recomendable que una empresa como Guanos y Fertilizantes de México S.A. que produce ambas materias primas, fuese la que montara la planta en nuestro país.

2.- En la literatura, se observa, que de todas las plantas de melamina que hay en el mundo, la mayoría siguen los procesos de la DSM y de la BASF ó sea que si la base es la experiencia, uno de estos procesos se debería adaptar a la planta que es tema del estudio.

3.- Como en México se usa la melamina, casi en su totalidad para la fabricación de resinas sintéticas, se hace necesario buscarle nuevos usos para no estar restringidos a este único mercado que, aunque es amplio, en él cada vez se van desarrollando nuevos productos que desplazan a los presentes y los vuelven obsoletos.

4.- En México la producción de resinas de melamina-formaldehído desde el año de 1967 ha sido menor al consumo aparente en un 7% en promedio, esto significa que además de importar melamina también importamos dichas resinas y si se llegara a montar la planta se evitaría la fuga de divisas por ambos conceptos, lo cual sería bueno técnica y económicamente.

Anexo I

Cálculo de la capacidad óptima de la planta

Como ya se ha indicado en páginas anteriores, se considera el tamaño óptimo de la planta aquél para el cual los costos unitarios medios de capital son mínimos durante toda la vida útil del equipo. Estos costos se obtienen mediante una fracción, cuyo numerador es el total de costos de capital (C) y cuyo denominador es la producción total (P) durante la vida del equipo. Así pues, la fórmula del valor mínimo de dicha relación es:

$$C/P = \text{mínimo} \quad (1)$$

Sea "N" la vida útil del equipo, en años, y "n" el período correspondiente de producción al tamaño óptimo, que con anterioridad se denominó período óptimo. Sea también,

$$d_i = d_{of}(i) \quad \text{para } i = 1, 2, 3, \dots \quad (2)$$

La función que expresa la demanda probable después de transcurridos i años en relación con la demanda inicial (ó actual) d_0 .

El valor C será proporcional al gasto de inversión con una capacidad d_n correspondiente al período óptimo n, ó sea:

$$C = K [d_n f(n)]^a \quad (3)$$

Dónde "a" es el exponente de gastos de capital, tal como se ha definido y "K" es una constante de proporcionalidad.

El valor de "P" es la suma de la producción durante N años, supo-

niendo que la producción anual de los n primeros años aumentará con la demanda del mercado hasta que se logre la capacidad óptima, después de lo cual la producción se mantendrá constante en este último nivel. Así pues,

$$P = d_0 [0.5 + f(1) + f(2) + \dots + f(n-1) + (N-n+0.5) f(n)] = d_0 A \quad (4)$$

En donde "A" es el valor de la expresión entre paréntesis. Sustituyendo en la ec. (1) los valores de C y P que tenemos en las ecs. (3) y (4) respectivamente, tendremos;

$$C/P = K [d_0 f(n)]^a / d_0 A \quad (5)$$

El valor de n correspondiente a ese mínimo es el período óptimo. Como K, d_0 y a son constantes, es evidente que el valor mínimo de la ec. (5) corresponde al valor mínimo de $[f(n)]^a / A$.

El valor mínimo de $[f(n)]^a / A$ se calculará a continuación:

i) El desarrollo de la demanda se efectúa a un ritmo que tiene el valor anual r. Si suponemos que $R = 1 + r$

$$f(n)^a = R^{an} \quad (6)$$

$$y \quad A = 0.5 + R + R^2 + \dots + R^{n-1} + (N-n+0.5) R^n$$

$$A = 0.5R + I(R^{n-1}) + (N-n) R^n \quad (7)$$

El valor mínimo de la fracción R^{an}/A corresponderá al valor de n para el cual;

$$\frac{dR^{na}}{d_n A} = \frac{d}{d_n} \cdot \frac{R^{na}}{0.5 \frac{R+1}{R-1} (R^{n-1}) + (N-n) R^n} = 0 \quad (8)$$

$$\delta \frac{I}{R^n} = \frac{2}{a} \cdot \frac{R-I}{R+I} \left[\frac{I}{\log R} - (I-a)(N-n) \right] - \frac{I-a}{a} \quad (9)$$

Se puede demostrar que con ritmos moderados de desarrollo, en que el valor de R no supera por mucho a la unidad, el valor de

$$\frac{R-I}{R+I} \approx \frac{I}{\log R}$$

se aproxima a $I/2$. Así la ec. (9) se convierte en:

$$\frac{I}{R^n} = (I-2) \frac{(I-a)}{a} (N-n) \frac{R-I}{R+I} \quad (10)$$

Ejemplo: Aplicación al caso de la industria de los abonos nitrogenados.

En este ejemplo suponemos que,

$$a = 0.6$$

$$N = 10 \quad \text{y} \quad R = 1.1 \quad \delta \quad r = 0.1$$

La ec. (10) se convierte en:

$$\frac{I}{(1.1)^n} = I - 0.0635 (N - n)$$

Esta ecuación se puede resolver gráficamente, el valor de N corresponde al punto donde la curva $\frac{I}{(1.1)^n}$ corta la recta $I - 0.0635 (N - n)$.

La solución nos da un período óptimo de $n = 4.5$ años.

ii) Como el desarrollo de la demanda es una función lineal y el incremento anual es Xd_0 , tenemos:

$$d_i = d_0 + Xd_{0i} = d_0(I + Xi) \quad (II)$$

En este caso,

$$[f(n)]^a = (I + Xn)^a$$

$$y \quad A = 0.5 + (I+X) + (I+2X) + \dots + (I+(N-I)X) + (N-n+0.5) (I+Xn) = \\ = N (I+Xn) - \frac{Xn^2}{2} \quad (I2)$$

El valor mínimo de la fracción $\frac{(I+Xn)^a}{A}$ corresponde al valor de n, tal que,

$$\frac{d}{dn} \frac{(I+Xn)^a}{A} = \frac{d}{dn} \frac{(I+Xn)^a}{N(I+Xn) - \frac{X^2n}{2}} = 0 \quad (I3)$$

o sea,

$$(I - 0.5a)Xn^2 + [I - (I - a)XN]n - (I - a)N = 0 \quad (I4)$$

Si se aplica esta fórmula a la industria de los abonos nitrogenados suponiendo que,

$a = 0.6$; $N = 10$ y $X = 0.1$, la ec. (I4) se convierte en:

$$0.07 n^2 + 0.6 n - 4 = 0$$

lo cual nos da $n = 4.4$ años.

Fuente: Industrialización y Productividad, O.N.U.

Depto. de Asuntos Sociales y Económicos, N.Y.

Marzo de 1959.

Bibliografia

- I.- MELAMINE-DSM.- Hydrocarbon Proc.,Nov. 1967(201)
- 2.- MELAMINE.- Hydrocarbon Proc.,Nov. 1967(200)
- 3.- MELAMINE.- Hydrocarbon Proc.,Mayo 1966(218)
- 4.- MELAMINE-CHEM. CONSTR. CORP.-Hydrocarbon Proc.,Sept. 1966(302)
- 5.- NEW OSW PROCESS MAKES MELAMINE DIRECT FROM UREA.-
Alfred Schmidt,Hydrocarbon Proc.,Nov. 1966(I46)
- 6.- FROM DICYANDIAMIDE TO MELAMINE.-Rudolf Kohler,Hydrocarbon Proc.
Nov. 1964(I77)
- 7.- MAKE MELAMINE FROM UREA.- Hydrocarbon Proc.,Oct. 1970(I04)
- 8.- TOTAL RECYCLE PROCESS MELAMINE FROM UREA.-Atsumi Okamoto
Hydrocarbon Proc.,Nov. 1970(I56)
- 9.- MELAMINE DSM-STAMICARBON.-Hydrocarbon Proc.,Nov. 1969(200)
- 10.-MAKE MELAMINE AT ATMOSPHERIC PRESSURE.- Matthias Schwarzmann
Hydrocarbon Proc.,Sept. 1969(I84)
- 11.-MELAMINE.-Hydrocarbon Proc.,Oct. 1968(96)
- 12.-MELAMINE-FORMALDEHYDE PLASTICS.-P.O. Powers
Ind. Eng. Chem. Mayo 1953(I063)
- 13.-MELAMINE-FORMALDEHYDE MOLDED RESINS.-H.P. Wohnsiedler
Ind. Eng. Chem. Oct. 1953(2307)
- 14.-LOWER INVESTMENT EASIER OPERATION TO MAKE MELAMINE.-Peter Elwood
Chem. Eng. Oct. 1970(I01)
- 15.-MELAMINE PROCESS USES LOW PRESSURE REACTOR TO ACHIEVE
LOW COSTS.-Peter Elwood,Chem. Eng. Mayo 1968(I24)
- 16.-LOW PRESSURE ROUTE PROMISES MELAMINE.-
Chem. Eng. Oct. 1965(I80)
- 17.-European Chemical News Large Plants
Supplement,Sept. 1968(116)

18.-European Chemical News,Nov. 28,1969(I5)

19.-European Chemical News,Nov. 28,1969(I6)

20.-European Chemical News,Nov. 28,1969(I6)

21.-European Chemical News,Oct. 21,1966(24)

22.-European Chemical News,Mar. 3,1972(I6)

23.-European Chemical News,Dic. 25,1970(60)

24.-European Chemical News,Jul. 2,1971(29)

25.-Anuarios Estadísticos de Com. Ext.

Secretaria de Ind. y Com. 1962-1974

26.-Memorias del séptimo Foro Nacional de la Ind. Quím. ANIQ

27.-U.S. Tariff Comm. 1974

28.-Chem. Eng. News,Jun. 4,1975(I4)

29.-Statistical Yearbook 1974,United Nations,N.Y. 1977.

30.-Hydrocarbon Proc. Oct. 1976,segunda sección.

31.-Producción química mexicana,1976,Ed. Cosmos

32.-Diario Oficial de la Federación,Sept. 29,1976

33.-CHEMICAL ENG. PLANT DESIGN.-Frank C. Vilbrandt y Charles D.

34.-PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEM. ENG!-max S. Peters

35.-Informazioni Techniche,Montecatini-Edison s.p.a.

Divisione Petrolchimica e Resine.

36.-Monthly Bulletin of Statistics,Jul. 1977

United Nations,N.Y. 1977.