

Diseño del Proceso de Producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva para la Industria Venezolana

Process Design for the Production of Ethanolamines via Reactive Distillation for the Venezuelan Industry

José Alejandro Barboza Fuenmayor

Universidad Rafael Urdaneta. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Maracaibo, Venezuela
Email: josea.barboza2000@gmail.com

Miguel Alfredo Pérez Quintero

Universidad Rafael Urdaneta. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Maracaibo, Venezuela
Email: perezmiguelalfredo@gmail.com

Charles Albert Gutiérrez Mendoza

Universidad Rafael Urdaneta. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Maracaibo, Venezuela
Email: charles.agm@gmail.com

Recibido: 07-06-2021

Aceptado: 06-06-2021

Resumen

La presente investigación tuvo como objetivo diseñar el proceso de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva empleando productos comerciales de la industria venezolana. En este sentido, se escogieron la corriente de óxido de etileno proveniente de la empresa Productora de Alcoholes Hidratados, C.A. y la corriente de amoníaco proveniente de Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, C.A. como materias primas para el proceso. A continuación, se determinó que el catalizador más adecuado para el desarrollo de las reacciones es el agua, adoptando las expresiones cinéticas propuestas por Park *et al.*[14]. Posteriormente, se efectuó la simulación del esquema utilizando el programa Aspen Plus v8.8. Finalmente, el estudio técnico arrojó una selectividad hacia la monoetanolamina del 69.5%, con una pureza en los productos del 99.99%, asimismo se determinó que la planta posee una capacidad de 10600 TMA y que la misma debería ubicarse en PRALCA. El estudio económico arrojó que la propuesta es factible.

Palabras clave: Etanolaminas, destilación reactiva, selectividad, simulación.

Abstract

The objective of this research was to design the production process of Ethanolamines by Reactive Distillation using Commercial Products of the Venezuelan Industry. In this sense, the Ethylene Oxide stream coming from the company Productora de Alcoholes Hidratados, C.A. and the Ammonia stream coming from Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, C.A. were chosen as raw materials for the process. Subsequently, it was determined that the most adequate Catalyst for the development of the Reactions is Water, adopting the Kinetic Expressions proposed by Park et al. (1995). After that, a simulation was carried out using the program Aspen Plus v8.8. Finally, the Technical Study yielded a Selectivity towards Monoethanolamine of 69.5%, with a Purity in the products of 99.99%, it was also determined that the plant has a Capacity of 10600 MTY and that it should be located at PRALCA. The economic study showed that the proposal is feasible.

Key words: Ethanolamines, reactive distillation, selectivity, simulation.

Introducción

Las etanolaminas son una clase de compuestos orgánicos que incluyen dos grupos funcionales (amino e hidroxilo). Por lo que comparten las propiedades de las aminas y de los alcoholes. Debido a la diversidad de aplicaciones industriales que tienen estos compuestos, su producción se ha convertido en un proceso de

interés para la industria química. En este sentido, Frauenkron *et al.* [1]. Comentan que la producción industrial moderna de estos compuestos se inició en el año 1970, a partir de la comercialización del óxido de etileno. En la actualidad, las etanolaminas son producidas al hacer reaccionar dicho óxido con un exceso de amoníaco, utilizando agua como catalizador. Así, se produce una mezcla de monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA) mediante tres reacciones competitivas paralelas y consecutivas.

Generalmente, la producción de las etanolaminas se desarrolla bajo un esquema que consta de dos etapas. Una de estas consiste en una fase de reacción, usualmente llevada a cabo en reactores tubulares en serie; y otra etapa de separación de reactivos y productos, mediante procesos de destilación consecutivos, Zahedi *et al.* [2]. No obstante, los autores comentan que los procesos convencionales de producción de etanolaminas suelen presentar dificultades para alcanzar altos grados de selectividad, además de ser altamente costosos debido al elevado consumo térmico.

La destilación reactiva se define como una operación que combina la reacción química y la separación multicomponente en una sola unidad. En este sentido, Sakuth *et al.* [3], agregan que la destilación reactiva permite incrementar la selectividad de las reacciones catalíticas debido a la constante eliminación de los reactivos en la zona de reacción, lo cual resulta altamente beneficioso para incrementar la selectividad hacia la Monoetanolamina sin incluir altos gastos energéticos.

Ahora bien, el diseño de un esquema de destilación reactiva debe hacerse tomando en cuenta la viabilidad económica que ofrece el proceso, frente a otros esquemas existentes. Para ello, es necesario tomar en cuenta los parámetros estequiométricos y el equilibrio de las fases y reacciones. Al respecto, Hoyme [4], determinó que la factibilidad económica de los esquemas de DR viene dada por el tipo de reacción, la cantidad de productos procesados y la selectividad deseada. Además, el autor determinó la importancia que posee la heurística en las características de la columna.

En relación con lo antes expuesto, los esfuerzos en superar las barreras que presenta el proceso convencional para la producción de etanolaminas han posicionado la destilación reactiva como una alternativa viable. Bajo esta óptica, Garg *et al.* [5] desarrollaron una patente que permitió controlar la selectividad de estos procesos mediante un esquema de destilación reactiva catalizada por agua. Por otro lado, Weizhong *et al.* [6] se basaron en la misma investigación para elaborar el diseño de una Planta de Etanolaminas mediante destilación reactiva, obteniendo una selectividad para la monoetanolamina del 70.3%, un valor superior a lo que se obtiene regularmente en los procesos convencionales. Finalmente, el estudio energético reveló que, dado que los costos de enfriamiento se reducen en un 88.0%, el total de los costos operativos disminuye un 37.6%; de lo que se concluyó que la adopción de un esquema de destilación reactiva resulta más beneficiosa que el proceso convencional para la obtención de etanolaminas.

Ahora bien, la presente investigación tuvo como enfoque el estudio de una propuesta de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva utilizando productos comerciales de la industria venezolana. Considerando que en el territorio no se cuentan con instalaciones para la producción de etanolaminas, por lo que básicamente se depende de las importaciones. Por otro lado, se sabe que dentro del país existen complejos productivos donde son fabricadas las materias primas precursoras de estos productos.

Dentro de la investigación fue necesario estudiar la pureza de las corrientes comerciales que alimentan el proceso, así como los posibles efectos asociados a los contaminantes presentes. Asimismo, se realizó un estudio de la catálisis de las reacciones de síntesis de las etanolaminas, el cual consistió en seleccionar el catalizador más adecuado y la cinética química más ajustada al mismo. Por último, se evaluó la factibilidad del proceso mediante un estudio técnico y económico con la finalidad de completar la propuesta.

El presente artículo deriva del Trabajo Especial de Grado titulado “Producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva empleando Productos Comerciales de la Industria Venezolana” presentado por Barboza y Pérez [7], se ejecutó con el interés de diseñar una planta de producción de etanolaminas a partir de óxido de etileno y amoníaco de producción local, considerando diversos aspectos técnicos y económicos.

Materiales y Métodos

La investigación presentada fue de tipo descriptivo, ya que se estudió el comportamiento del proceso de acoplamiento de destilación reactiva en la producción de etanolaminas para la industria venezolana. En este sentido, los objetivos del estudio se encontraron orientados hacia la descripción de las características y conductas del proceso productivo desde el punto de vista técnico y económico. Con respecto al diseño de la investigación, este resultó tipo experimental, pues en la misma se utilizó la herramienta de simulación para estudiar el comportamiento del proceso productivo de etanolaminas mediante destilación reactiva. Para ello, se manipularon un conjunto de variables operativas controlables (pureza y flujos de alimentación, condición térmica, número de etapas, relación NH_3/EO , cantidad de Catalizador empleado) a fin de ver su efecto en los resultados del proceso productivo.

Para esta investigación se definió como unidad de análisis las materias primas comerciales utilizadas para la síntesis de las Etanolaminas, las cuales son el óxido de etileno y el amoníaco. En este sentido, se verificó la influencia de parámetros como los grados de pureza de las múltiples alimentaciones (materias primas) y el efecto que esto puede tener en el rendimiento global del proceso. Asimismo, a partir de lo antes mencionado, fueron estudiadas diversas configuraciones internas de la columna de destilación reactiva, las condiciones operativas, las relaciones de alimentación y reflujo, el tipo de catalizador y la cinética más adecuada a dichas condiciones. Así, con la finalidad de cumplir los objetivos planteados, se establecieron cuatro fases, las cuales son explicadas a continuación:

Fase I: Descripción de los límites de pureza y calidad de las corrientes de las materias primas del proceso de Destilación Reactiva para la producción de Etanolaminas

Con la finalidad de desarrollar la propuesta de una planta de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva, fue de suma importancia conocer los requerimientos de pureza de cada una de las materias primas que alimentan el proceso, es decir, el amoníaco y el óxido de etileno. En este sentido, es importante mencionar que el principal objetivo de la investigación establece que las materias primas utilizadas son de naturaleza comercial, por lo cual su porcentaje de pureza no necesariamente es del 100%. Por tal motivo, fue necesario calcular el porcentaje de pureza de cada una de las corrientes consideradas, con la finalidad de determinar las corrientes más adecuadas para el proceso, con base en una revisión acerca de los efectos adversos que pudiera tener la presencia de ciertos contaminantes, en el rendimiento del proceso.

Fase II: Selección de las cinéticas válidas para las reacciones que ocurren en el proceso utilizando Catalizadores del mercado internacional

Como en todo proceso que involucre reacciones químicas a nivel industrial, fue importante seleccionar el tipo de catalizador que mejor se ajustara a las condiciones de reacción. En este sentido, para seleccionar el catalizador se debió realizar un balance técnico y económico de los beneficios y desventajas que tienen cada uno de los catalizadores propuestos.

Debido a lo antes mencionado, se realizó una lectura exhaustiva con la finalidad de seleccionar el catalizador más adecuado para la producción de Etanolaminas mediante destilación reactiva. Así mismo, una vez seleccionado el catalizador, se tuvo la necesidad de encontrar la cinética química que mejor se ajustara al proceso reactivo en presencia del catalizador seleccionado. De forma simultánea, en la literatura consultada se relaciona la aparición de reacciones laterales secundarias con la selección de catalizador. Por lo que, fue posible constatar aquellas Reacciones no deseadas que pudieran intervenir en el proceso

Fase III: Comparación de los esquemas de las diversas secciones del proceso de Destilación Reactiva para la producción de Etanolaminas

Una vez finalizada la selección del catalizador y el estudio de la cinética de las reacciones para la producción de Etanolaminas mediante destilación reactiva, se procedió a realizar una revisión de documentos, libros y artículos que permitieran la construcción de diversos esquemas operativos. De esta forma, se

estudiaron las distintas posibilidades de operación en cuanto a las condiciones de alimentación, operación y las características de los equipos involucrados en el proceso.

Primeramente, fue necesario especificar la data de las corrientes que alimentan los procesos involucrados. En este sentido, se establecieron los flujos requeridos para cada una de las materias primas comerciales que alimentan al proceso, así como la condición térmica a la que ingresan las mismas. Al respecto, fue importante establecer una adecuada relación de alimentación, dado que la misma es sumamente influyente en la distribución final de los productos. Asimismo, dicha relación se obtiene a partir de la expresión propuesta por Weizhong *et al.* [6], tal como se muestra a continuación:

$$NH_3 / EO = \frac{\dot{n}_{NH_3}}{\dot{n}_{EO}} \quad (1)$$

Se procedió a caracterizar los equipos que conforman el esquema. Para ello, fue necesario especificar el tipo de configuración interna de las columnas, así como el tipo de rehervidor y condensador que corresponde a cada una de las columnas utilizadas a lo largo del proceso. Del mismo modo, se especificaron las condiciones de operación de cada equipo, tales como las relaciones de reflujo de las columnas; así como, las presiones y temperaturas operativas. Es importante mencionar que, para la selección de dichas condiciones, fue de suma importancia considerar diversos aspectos como el rendimiento, la selectividad y la economía del proceso.

Posterior a la selección del esquema, se procedió introducir y simular el mismo con ayuda del simulador comercial Aspen Plus V8.8, con la finalidad de obtener el rendimiento del proceso y la distribución de los productos finales. Para ello, fue necesario introducir en dicho simulador todos los componentes que forman parte del proceso productivo, así como la selección del modelo termodinámico más adecuado para el sistema. Finalmente, una vez obtenidos los resultados de la simulación, se procedió a realizar un conjunto de análisis de sensibilidad, a partir de los cuales se logró describir el comportamiento del proceso al modificar o manipular un conjunto de variables.

Fase IV: Propuesta de un esquema que sea viable técnica y económicamente para la producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva

Una vez, seleccionado el esquema y obtenidos los resultados arrojados por la simulación, se procedió a completar la propuesta para la planta de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva, a partir de la determinación de la factibilidad técnica y económica para dicha planta. Es importante mencionar que, para acompañar el estudio de factibilidad, se realizó una simulación del proceso productivo convencional con efectos comparativos.

El estudio técnico estuvo enfocado en los balances de materia y energía obtenidos a partir de la simulación del esquema de destilación reactiva. Del mismo modo, a partir del balance de masa para el proceso, se procedió a calcular la selectividad (Ver Ec.2) obtenida para cada uno de los productos, recordando que el incremento de dicho parámetro es una de las principales razones para implementar el esquema de destilación reactiva.

$$S = \frac{\text{moles de productos deseados}}{\text{moles de OE reaccionados}} \cdot (F.E.) \quad (2)$$

Asimismo, se llevó a cabo un estudio de los requerimientos energéticos, el cual consistió en evaluar el balance de energía en el esquema de producción en términos de temperatura, calores transferidos por los equipos de calor y el uso de refrigerantes; todo esto con base en la metodología explicada por Weizhong *et al.* [6]. Por otro lado, se evaluaron las consideraciones pertinentes en cuanto a la localización más idónea para la instalación de la Planta Productora de Etanolaminas.

Para finalizar el estudio técnico, se obtuvo la capacidad de producción de la planta de producción de etanolaminas. La misma se calculó a partir de un estudio del mercado para las etanolaminas y los resultados extraídos de la simulación. Para ello, fue necesario tomar en consideración factores como el mercado capturable

y el porcentaje de capacidad productiva, todo esto conforme a las teorías planteadas por Rodríguez [8], quien expresa la capacidad de producción a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{tamaño} = \frac{\text{mercado capturable}}{\text{porcentaje de capacidad productiva}} \quad (3)$$

Por otro lado, el estudio económico fue llevado a cabo mediante el cálculo de los costos iniciales de inversión para la instalación de la planta, los ingresos y egresos que se generan a partir de la misma, su Valor Presente Neto (Ver Ec.4) y la Tasa Interna de Retorno; todo esto con ayuda de la construcción de hojas de cálculo en el programa Microsoft Excel. Por último, se realizó la comparación de los resultados obtenidos y se determinó si el proyecto es rentable económicamente.

$$VPN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+K)^t} \quad (4)$$

Resultados y Discusión

A continuación, se presentan los resultados derivados de la ejecución de las fases plasmadas en el apartado sobre materiales y métodos. Dichos resultados fueron clasificados a partir de las mismas fases descritas con anterioridad. Asimismo, los datos, obtenidos a lo largo de la investigación, fueron plasmados mediante tablas y figuras con la finalidad de ilustrar con mayor facilidad y facilitar su posterior discusión, de este modo se obtuvieron los siguientes resultados:

Fase I: Descripción de los límites de pureza y calidad de las corrientes de las materias primas del proceso de Destilación Reactiva para la producción de Etanolaminas

Como ha sido previamente mencionado, en la presente investigación se emplearon corrientes comerciales para las dos principales materias primas del proceso de producción de etanolaminas. En este sentido, es importante mencionar que las corrientes de óxido de etileno estudiadas provienen de la Planta de Glicoles de la Empresa Productora de Alcoholes Hidratados, C.A. (PRALCA) y la mezcla de Esterilización comercializada por Praxair, Inc. Asimismo, las corrientes de amoníaco provienen del Complejo Ana María Campos (CAMC) ubicado en El Tablazo y de la empresa Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela (Fertinitro), en el Complejo José; estando ambas empresas a cargo de la estatal Pequiven. Por último, en las Tablas 1 y 2 se mostró los datos de producción reportados por las empresas antes mencionadas, y, las condiciones a las que se obtienen cada una de estas corrientes.

Tabla 1. Condiciones de planta para la Corriente de Óxido de Etileno

PRALCA			
Composiciones Molares		Condiciones	
Componente	Porcentaje (%)	Temperatura	Presión
Agua	90	145°C	28 bar
Óxido de Etileno	10		
Praxair, Inc.			
Composiciones Másicas		Condiciones	
Componente	Porcentaje (%)	Temperatura	Presión
CO ₂	70	S/I	50 bar
Óxido de Etileno	30		

Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

Como se observó, en la Tabla 1, la corriente de óxido de etileno de PRALCA se encuentra compuesta por 90% de agua y solamente 10% del óxido. Esto se debe a que dicha corriente es un producto intermedio en la producción de etilenglicol, el cual se produce en la misma planta haciendo reaccionar el óxido de etileno en presencia de un exceso de agua, lo que explica las proporciones evidenciadas por los datos de la corriente.

Por su parte, la corriente proveniente de Praxair, Inc. está compuesta por 70% de dióxido de carbono y únicamente 30% de óxido de etileno, ambos en peso. Esto se debe a que dicha corriente es un producto netamente comercial de la empresa, el cual es vendido en cilindros o tambores a presiones cercanas a los 50 *bares*; los cuales se utilizan como fuente de esterilización y desinfección mediante un proceso de alquilación disruptiva.

Tabla 2. Condiciones de planta para la Corriente de Amoníaco

CAMC			
Composiciones Molares		Condiciones	
Componente	Porcentaje (%)	Temperatura	Presión
Amoníaco	99.12	5°C	13.8 bar
Hidrógeno	0.54		
Agua	0.19		
Nitrógeno	0.12		
Metano	0.03		
Fertinitro			
Composiciones Másicas		Condiciones	
Componente	Porcentaje (%)	Temperatura	Presión
Amoníaco	99.60	S/I	S/I
Agua	0.40		

Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

A partir de la Tabla 2 se evidenció que la corriente de amoníaco proveniente del Complejo Ana María Campos posee una fracción molar elevada del 99.12%, a diferencia de la corriente antes estudiada. Por otro lado, posee trazas de compuestos residuales típicos del proceso de obtención de amoníaco a partir del gas natural. En este sentido, se observó la presencia de nitrógeno (N₂), hidrógeno (H₂), metano (CH₄) y agua (H₂O); todos con porcentajes menores a la unidad. Por su parte, Fertinitro proporciona una corriente de amoníaco más pura con únicamente 0.40% de agua y el resto de amoníaco.

Una vez obtenidos los datos para la composición de las corrientes de alimentación, se procedió a determinar el porcentaje de pureza de cada uno de ellos, tomando como referencia el componente que simboliza la materia prima para la producción de etanolaminas (Óxido de Etileno y Amoníaco). En este sentido, una vez obtenidos los resultados para el porcentaje de pureza de cada una de las corrientes de materia prima (Tabla 3), se procedió a realizar una descripción de los resultados.

Tabla 3. Porcentajes de Pureza para las Corrientes de Alimentación

Materia Prima	Origen	Porcentaje de Pureza
Óxido de Etileno	PRALCA	21.37%
	Praxair, Inc.	30.0%
Amoníaco	CAMC	99.51%
	Fertinitro	99.60%

Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

En este sentido, en la Tabla 3, se evidenció una vez más, el exceso de agua en la corriente de óxido de etileno proveniente de PRALCA, pues se obtuvo una pureza de apenas 21.37% lo que representa una proporción relativamente baja para alimentar el proceso de producción de etanolaminas. Por su parte, la corriente de óxido de etileno proveniente de Praxair, Inc. posee una pureza del 30%. Con respecto, a el amoníaco la corriente suministrada por Pequiven (CAMC) presentó una pureza de 99.51%, lo que significa que casi la totalidad de la corriente está compuesta de Amoníaco, como era de esperarse. Situación similar a la obtenida para la corriente proveniente de fertinitro, la cual es 99.60% pura en amoníaco.

Ahora bien, con base en lo antes descrito, se procedió a contrastar los resultados obtenidos, con la información expresada en la literatura acerca de la pureza óptima que deben tener las corrientes que alimentan al proceso de producción de Etanolaminas, así como también la influencia que podrían tener los contaminantes en el rendimiento del proceso.

Uno de los principales compuestos presentes en las corrientes de alimentación es el agua. Pues, a pesar de que el proceso de producción de etanolaminas utiliza agua como catalizador, el exceso de la misma conlleva efectos negativos al proceso. De esta forma, Zahedi *et al.* [2] comentan la importancia del contenido de agua alimentada al proceso catalítico como un parámetro para este proceso productivo. Cuanto mayor es la cantidad de agua que ingresa al proceso, menor es la temperatura y la presión a la que deben operar los equipos, pues actúa como elemento refrigerante dentro del reactor. No obstante, una cantidad excesivamente grande favorece la reacción secundaria de formación de etilenglicol, el cual en muchos casos es percibido como un compuesto que aminora la calidad de los productos finales.

De esta forma, se comprobó que, si bien el agua es un compuesto vital para la producción de etanolaminas, el exceso de la misma trae efectos negativos al proceso. En concordancia con lo antes mencionado, se tuvo la necesidad de someter la corriente de materia prima proveniente de PRALCA a un proceso de destilación, con la finalidad de pre-tratar el óxido de etileno, despojándola así del exceso de agua presente en la misma y los riesgos que esto podría conllevar.

Con respecto al dióxido de carbono, se sabe que el mismo interactúa con el óxido de etileno y las etanolaminas. Con respecto al óxido de etileno, se tiene que la presencia de CO₂ inhibe en gran medida la reactividad del mismo, lo que presenta un problema en la conversión de óxido de etileno a etanolaminas, por ende, afectando el rendimiento general del proceso. Por otro lado, las etanolaminas se utilizan para absorber gases ácidos contenidos en el gas natural. Por esta misma razón, la presencia de CO₂ provocaría que las aminas reaccionen para “endulzar” la corriente, provocando que se obtengan etanolaminas contaminadas e inhibidas reactivamente. Por tal motivo, la corriente proveniente de Praxair, Inc. se descartó como posible materia prima para el proceso de producción de etanolaminas.

Por otra parte, entre los contaminantes de la corriente de amoníaco provenientes de CAMC, se encuentra el hidrógeno. Este compuesto es causante de un fenómeno conocido como “Ataque por Hidrógeno a alta temperatura” o HTHA, además, puede conducir a una pérdida en las propiedades mecánicas debido a la descarbonización de las superficies dentro de las columnas, reactores y otros recipientes, causados por el burbujeo de metano. No obstante, en la presente investigación, las bajas concentraciones presentes de hidrógeno son poco influyentes, por lo que el riesgo de HTHA es mínimo.

En este sentido, el metano es otro contaminante presente en la corriente de amoníaco. Es importante tener especial cuidado con este compuesto, dado que como menciona Levy [9], la existencia de metano en presencia de grandes cantidades de energía liberada por reacciones altamente exotérmicas puede producir la combustión del mismo bajo las condiciones apropiadas. Sin embargo, dado que la composición del mismo en la corriente era de un 0.03%, las condiciones para la existencia del riesgo de combustión no estuvieron dadas.

Tomando en consideración lo antes descrito, se pudo comprobar que la corriente de amoníaco suministrada por la empresa Fertinitro es la más adecuada para ser utilizada como materia prima para el proceso de producción de etanolaminas, pues la misma posee un alto grado de pureza y presenta el menor riesgo para el proceso.

Fase II: Selección de las cinéticas válidas para las reacciones que ocurren en el proceso utilizando Catalizadores del mercado internacional

Al momento de estudiar la cinética de las reacciones de formación de las etanolaminas, fue de suma importancia definir dos parámetros utilizados por los autores para describir y relacionar la cinética de las reacciones de síntesis en presencia de los distintos catalizadores. Dichos parámetros, se encuentran expresados en la literatura consultada y se presentan a continuación en las Ecuaciones 5 y 6.

$$\alpha = \frac{k_2}{k_1} \tag{5}$$

$$\beta = \frac{k_3}{k_1} \tag{6}$$

Actividad I. Revisión de la literatura relacionada con los Catalizadores

A continuación, se explican los resultados obtenidos para la selección del catalizador más adecuado para el proceso de producción de etanolaminas, así como la cinética asociada y el posible desarrollo de reacciones laterales durante el proceso catalítico. En este sentido, se consideraron tres tipos de catalizadores ampliamente utilizados en la industria a nivel internacional, estos son el agua, los catalizadores homogéneos de sales ácidas y los catalizadores en estado sólido.

- Catálisis con Agua

De acuerdo con Weizhong *et al.* [6], el agua representa el catalizador más utilizado en el proceso de producción de Etanolaminas, principalmente debido a su fácil acceso, gran estabilidad y fácil remoción de las mezclas finales de los productos. Por su parte, Fässler *et al.* [10] agregan que el volumen de agua empleado como catalizador es determinante para la economía del proceso, dado que un exceso de agua en el sistema conlleva a mayores gastos energéticos durante la separación de la misma. Por otro lado, Hammer *et al.* [11] comentan que el agua es utilizada como catalizador en los procesos de síntesis de etanolaminas, siendo el responsable de acelerar el proceso reactivo y por ende de disminuir el tiempo de residencia de los reactivos.

Una de las principales desventajas de la utilización de agua como catalizador, es la formación de etilenglicol, tal como comenta Cocuzza [12]. En este sentido, continua señalando que el etilenglicol es el responsable de contaminar las composiciones finales de monoetanolamina (MEA), principalmente debido a la difícil separación de estos dos compuestos. Además, reporta los valores de entre 2 a 5% en peso de etilenglicol en las corrientes de monoetanolamina purificada.

Con respecto a la cinética de las reacciones, los autores presentan diversas ecuaciones sujetas a un conjunto de condiciones de reacción. No obstante, a pesar de que se consultaron un gran número de fuentes, todas las ecuaciones observadas fueron recopiladas por Tsuneki *et al.* [13], tal como se observó en la Tabla 4, presentada a continuación:

Tabla 4. Lista de constantes de velocidad de reacción en medio acuoso

Teorías de	α	β	C_w (mol/L)
Potter y McLaughlin	6	4	18-30
Miki <i>et al.</i>	7.2-0.042C _w	16-0.22C _w	07-40
Ahn <i>et al.</i>	21.1-0.043C _w	16.4-0.25C _w	
Park <i>et al.</i>	8.51-0.051C _w	14.81-0.196C _w	
Tsuneki <i>et al.</i>	9.35-0.153C _w	8.51-0.135C _w	06-24

Nota: Tsuneki *et al.*[13]

En la Tabla 4, se apreció distintos modelos cinéticos utilizados por varios autores al desarrollar cálculos, experimentos o simulaciones sobre las reacciones de las etanolaminas, más específicamente para las reacciones 2 y 3; es decir, las Reacciones de Formación de la Dietanolamina (DEA) y la Trietanolamina (TEA).

También, es importante mencionar las expresiones propuestas por las investigaciones citadas poseen rangos de aplicación, por lo que la selección de la cinética más apropiada se llevó a cabo tomando en consideración dichas limitaciones. Por otro lado, Park *et al.* [14], desarrollaron mediante diversos experimentos, una expresión que permite calcular la constante cinética para la reacción 1, la misma se presenta a continuación:

$$k_1 = 7845e^{\left(\frac{-11500}{RT}\right)} \quad (7)$$

- Catalizadores Homogéneos de Sales Ácidas Débiles

Durante sus investigaciones acerca de la producción de etanolaminas, los autores descubrieron que las mismas pueden producirse a partir de amoníaco y óxido de etileno, en presencia de una sal de un ácido débil, como lo son el carbonato, el nitrato, el cloruro, el sulfato, el carboxilato y algunas sales de amonio. El estudio de estos catalizadores determinó, para todos los casos, que la cantidad a emplear del catalizador es excesivamente grande, por lo que resulta poco económico si se compara con los costos asociados al uso de agua como catalizador. Adicional a esto, se observó que la recuperación de los catalizadores se da de forma parcial, por lo que la pureza de las aminas finales puede verse comprometida. Debido a lo antes mencionado, estos catalizadores no se recomiendan a nivel industrial.

- Catalizadores Sólidos

Durante la década de 1950, Weibull [15] describió la reacción del óxido de etileno y el amoníaco en un sistema de reacción anhidro empleados, como catalizadores heterogéneos, resinas de intercambio catiónico saturadas con hidrógeno o amonio no cuaternario; y resinas aniónicas saturadas con ácidos orgánicos. No obstante, a lo largo de los ensayos se descubrió que estas resinas presentan inestabilidad a altas temperaturas y son propensas a descomponerse. Por otro lado, Johnson [16] ha propuesto compuestos ácidos inorgánicos como sílice-alúminas ácidas, zeolitas, tamices moleculares, arcillas ácidas u otros óxidos metálicos ácidos. No obstante, si bien los catalizadores mantuvieron su estabilidad al someterse a las altas temperaturas de reacción, estos fueron descartados a fines de la presente investigación, pues presentan una baja conversión de óxido de etileno y generan entre 10% y 60% en peso de productos indeseados.

Actividad II. Selección del Catalizador y la Cinética

Tomando en consideración lo expuesto, se seleccionó el agua como catalizador para el proceso de producción de etanolaminas de la presente investigación, en conjunto con la cinética presentada por Park *et al.* [14]. A pesar de que el agua presenta algunas desventajas, como lo son la formación de etilenglicol o posibles incrementos en los gastos energéticos, las ventajas que este proporciona son mayores a las observadas al utilizar los otros catalizadores. Una de las ventajas de utilizar agua como catalizador es que, se obtiene una alta selectividad hacia la MEA, sin comprometer la conversión del óxido de etileno, ni la pureza de los productos. Además, este catalizador es de fácil acceso y sus costos de adquisición no son elevados.

Fase III: Comparación de los esquemas de las diversas secciones del proceso de Destilación Reactiva para la producción de Etanolaminas

Previo a la presentación de una propuesta para el esquema de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva, fue necesario estudiar y evaluar distintos modelos productivos basados en datos provistos por la literatura. De esta forma, se buscó seleccionar aquel proceso que permitiera obtener una óptima conversión de las materias primas, garantizando una alta selectividad y calidad de los productos finales.

Actividad I. Especificaciones de las Corrientes de Alimentación

Con la finalidad de determinar las especificaciones de las tres principales corrientes de alimentación, fue necesario consultar diversos autores que han desarrollado investigaciones acerca de plantas de producción de Etanolaminas. Asimismo, las investigaciones consultadas en la presente etapa fueron las desarrolladas por Zahedi *et al.* [2], Garg *et al.* [5] y Weizhong *et al.* [6]. De este modo, para ampliar la información recopilada a partir de cada una de estas investigaciones, se recomienda consultar el Trabajo Espacial de Grado desarrollado por Barboza y Pérez [7].

En este sentido, luego de la incursión en la literatura, se seleccionó el esquema presentado por Weizhong *et al.* [6], esto se debe a que determinaron que el valor óptimo para la relación molar de alimentación en un esquema de destilación reactiva es de 1.3. En este sentido, se alimentaron 326.5 kg/h de amoníaco fresco al 99,3 % en peso, a 45 °C y 30 bar de presión. Sin embargo, por efectos se reciclo la alimentación total de amoníaco a la columna, fue de 505 kg/h. Por otro lado, se ingresaban 1000 kg/h de óxido de etileno licuado a 19 bar y 50 °C, mientras que el agua fresca ingresaba a razón de 0.1 kg/h, con un total reciclado de 130 kg/h, a las condiciones antes descritas para el EO. También, constató que dicho esquema se encuentra optimizado para producir una mezcla de etanolaminas con una alta pureza de MEA, tal como se desea en la presente investigación.

Actividad II. Caracterización de las Columnas del Esquema Productivo

Luego de finalizar, la especificación de las corrientes que alimentan el proceso de producción de etanolaminas, se procedió a caracterizar las columnas que conforman el esquema. Del mismo modo, fue necesario especificar las condiciones de operación de dichos equipos, con la finalidad de completar la simulación del proceso productivo. Al momento de seleccionar dichas condiciones, fue de suma importancia considerar diversos aspectos como el rendimiento, la selectividad y la economía del proceso. En este sentido, el esquema estuvo compuesto por seis columnas de destilación (Figura 1), las cuales se simularon a partir de bloques de tipo RADFRAC, a través de los cuales fue posible detallar todos los procesos de destilación y destilación reactiva presentes en el esquema de la presente investigación.

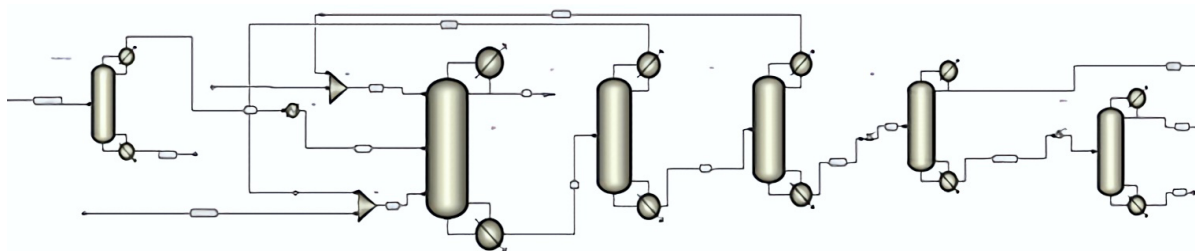


Figura 1. Esquema de Producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva.

Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

Tal como se observó en la Figura 1, el esquema consta de seis columnas, donde cada una posee una finalidad diferente, fue importante describir las características de las mismas, en cuanto al relleno de que estas poseen y el tipo de condensador y rehornador más adecuado. Asimismo, se estableció la relación de reflujo óptima para los procesos, la presión de operación y el perfil de temperatura correspondiente a la misma. En este sentido, los autores comentan que la selección de estos elementos es de suma importancia para el rendimiento económico y energético de las columnas.

Una vez finalizada la incursión en la literatura, fue posible describir cada una de las Columnas de destilación que conforman el esquema de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva. En este sentido, en la Tabla 5, se recopilaron los datos obtenidos para la caracterización de las columnas. La misma se hizo a fin de agrupar la información de forma que se facilitara su posterior introducción en la interfaz del simulador.

Tabla 5. Caracterización de las Columnas dentro del Esquema

Columna	ID	Relleno Interno		Rehervidor		Condensador		Relación Reflujo	Presión operativa
	Columna	Platos	Empaques	Total	Parcial	Total	Parcial		
Deshidratador de OE	DH-EO	ü			✓		✓	4	1 bar
Columna de DR	DR	✓			✓	✓		Total	17 bar
Recuperador de NH ₃	C-I	✓			✓	✓		0.13	3 bar
Recuperador de Agua	C-II	✓			✓	ü		1.3	1 bar
Purificador de MEA	P-I		✓	✓		✓		1	0.03 bar
Purificador de DEA y TEA	P-II		✓	✓		✓		1	0.004 bar

Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

En la Tabla 5, se observó diferentes configuraciones para cada una de las columnas que conforman el esquema productivo. En este sentido, la diversidad en las configuraciones se debe principalmente a que las condiciones de operación de las columnas se debieron seleccionar, de acuerdo a las características de las operaciones que se desarrollan en cada una de ellas, el tipo de compuesto que manejan y el grado de separación que se deseaba obtener.

Actividad III. Simulación del Proceso

Luego de la selección del esquema para la producción de las etanolaminas, mediante destilación reactiva, se utilizó el programa Aspen Plus v8.8 para desarrollar la simulación del mismo. En este sentido, el primer paso consistió en especificar los componentes que formarían parte del proceso de producción de etanolaminas. Así, se especificaron componentes tales como el óxido de etileno y el amoníaco, los cuales representan las materias primas del proceso; el agua utilizada como catalizador en fase líquida y las etanolaminas (Monoetanolamina, Dietanolamina y Trietanolamina), las cuales representan los principales productos del proceso de destilación reactiva.

Una vez introducidos los componentes en la interfaz del simulador, se procedió a seleccionar el Modelo Termodinámico que más que se ajustara a la naturaleza de dichos componentes. En este sentido, el sistema es un Sistema Polar No Ideal, con grandes diferencias en los tamaños moleculares de los componentes y altas presiones en las Columnas. Tomando en consideración lo antes mencionado, se utilizó el modelo UNIQUAC/Redlich-Kwong (UNIQRK). Asimismo, las propiedades fisicoquímicas necesarias para la simulación se tomaron como valores por defecto suministrados por Aspen Plus.

Luego de introducir los datos en el simulador, se procedió a correr la simulación del esquema propuesto. De este modo, se analizó el rendimiento global del proceso, a partir de un conjunto de tablas suministradas por el simulador, las cuales contienen los resultados para cada equipo y corriente resultante. Posteriormente, se procedió a realizar un conjunto de análisis de sensibilidad, los cuales permitieron describir el comportamiento del proceso al modificar o manipular un conjunto de variables.

- Análisis de Sensibilidad I: Plato de Alimentación del Óxido de Etileno a la Columna Reactiva

La ubicación del Plato de Alimentación determina la carga calorífica de los condensadores y rehervidores en las columnas de destilación, además puede variar las concentraciones afectando negativamente la selectividad. En este sentido, el análisis de sensibilidad consistió en variar la ubicación de la etapa de alimentación del óxido de etileno desde la Etapa 2, hasta la Etapa 15.

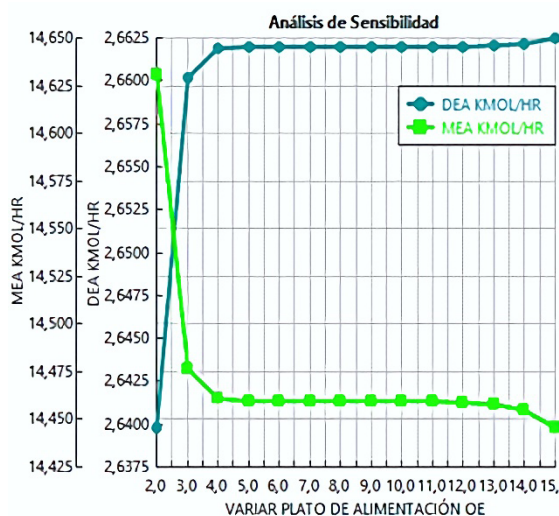


Figura 2. Análisis de Sensibilidad para el Plato de Alimentación del Óxido de Etileno.
 Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

La Figura 2, se mostró los flujos de MEA y DEA que se producen al variar el Plato de Alimentación del óxido de etileno. En este sentido, al descender el plato, la producción de MEA experimenta una pequeña disminución, mientras que la producción de DEA se incrementa. Debido a esto, se infiere que la selectividad hacia la MEA disminuye a medida que la alimentación desciende. De modo que la selección inicial fue acertada de acuerdo con la teoría proporcionada por Weizhong *et al.* [6].

- Análisis de Sensibilidad II: Relación de Ebullición (Boilup Ratio) en la Columna Reactiva

La relación de ebullición representa el producto de fondo que es reingresado a la columna reactiva. En este sentido, se realizó un análisis de sensibilidad para determinar el valor óptimo dicha relación al variar su valor de 5.5. a 7; con la finalidad de ver su efecto en la temperatura del rehervidor y la generación de Monoetanolamina, tal como puede apreciarse en la Figura 3, a continuación:

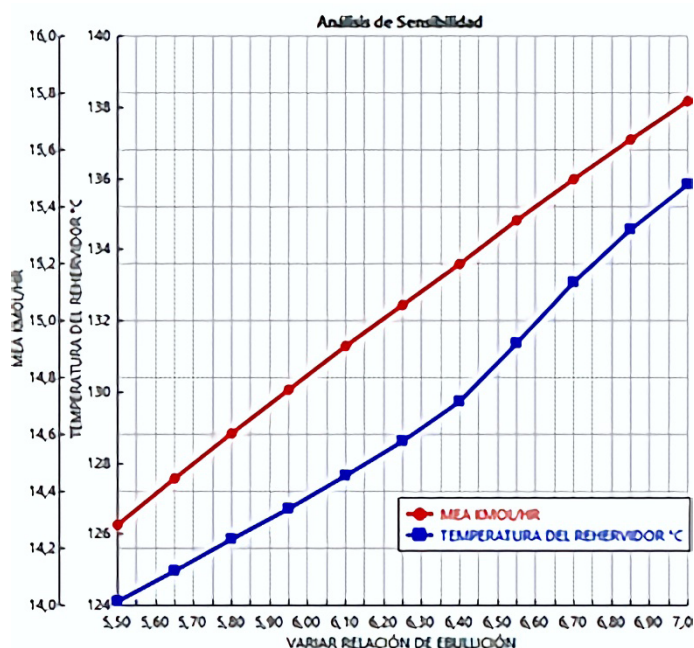


Figura 3. Análisis de Sensibilidad para la Relación de Ebullición.
 Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

Se evidenció en la Figura 3, la producción de monoetanolamina (rojo) se incrementa con el aumento de la relación de ebullición, principalmente debido al incremento de la concentración de amoníaco en la sección

reactiva. Por otro lado, a medida que aumenta el valor de dicha relación, se comprobó que la temperatura del rehervidor (azul) se incrementa hasta alrededor de 136 °C, por lo que no existen riesgos de decoloración de las etanolaminas al no sobrepasar los 180 °C. Por lo antes mencionado, el análisis de sensibilidad funcionó para determinar la relación óptima de ebullición para el esquema propuesto. En este sentido, se seleccionó un valor de 7.

- Análisis de Sensibilidad III: Presión Operativa de la Columna Reactiva

La presión operativa en una columna reactiva tiene un efecto significativo en la cinética de las reacciones que se desarrollan en la misma. En este sentido, se realizó un análisis de sensibilidad que permitió observar cómo varía la producción de monoetanolamina al variar la presión operativa entre 17 y 19 bar. A continuación, en la Figura 4 se observó los resultados obtenidos al simular el análisis de sensibilidad.

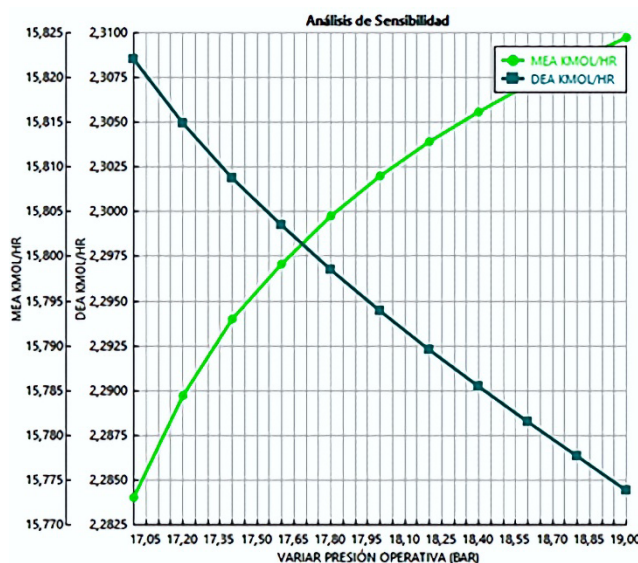


Figura 4. Análisis de Sensibilidad para la Presión Operativa
Barboza, Pérez y Gutierrez [7]

A partir de la Figura 4, se observó que, al aumentar la presión, se incrementa la cantidad de monoetanolamina producida, mientras que la cantidad de dietanolamina disminuye. Esto se debe principalmente a que se incrementan las velocidades de reacción de forma tal que baja la concentración del óxido de etileno en la zona reactiva. Por ende, se evidenció que el aumento de la presión es directamente proporcional al incremento de la selectividad hacia la MEA. No obstante, el incremento de la selectividad no es significativo en el rango considerado, por lo que se pudo confirmar que una presión de 17 bar es adecuada. Además, se sabe la temperatura del rehervidor aumenta a medida que se incrementa la presión, por lo que no es recomendable incrementar la presión de operación si se desean evitar problemas de coloración en las etanolaminas resultantes.

Fase IV: Comparación de los esquemas de las diversas secciones del proceso de Destilación Reactiva para la producción de Etanolaminas

Una vez seleccionado el esquema y obtenidos los resultados a partir de la simulación, se procedió a completar la propuesta para la planta de producción de etanolaminas mediante destilación reactiva, a partir de la determinación de la factibilidad técnica y económica para dicha planta. Es importante mencionar que para acompañar el estudio de factibilidad se realizó una simulación del proceso productivo convencional, de acuerdo con el esquema presentado por Weizhong *et al.* [6]. En este sentido, fue posible establecer comparaciones entre los resultados obtenidos para ambos casos, de forma tal que se pudieran validar los beneficios técnicos y económicos que ofrece el esquema de destilación reactiva.

Actividad I. Estudio Técnico

Tomando en consideración lo antes mencionado, el estudio técnico estuvo basado en los balances de materia y la selectividad, generados a partir de la simulación del esquema de destilación reactiva, seleccionado. Asimismo, de acuerdo con un estudio de mercado, se logró determinar la capacidad ideal para una planta de producción de etanolaminas y la localización ideal para la instalación de la misma.

- Balance de Materia y Selectividad

El balance de masa del proceso dio como resultado tres corrientes de productos. En este sentido, se obtuvo un porcentaje de pureza del 99.99% para las tres etanolaminas, MEA, DEA y TEA. Asimismo, el cálculo de la selectividad arrojó como resultado una selectividad para la trietanolamina de 10.2%, de 20.3% para la dietanolamina y, finalmente, 69.5% para la monoetanolamina. De esta forma, se evidenció que la destilación reactiva permite el incremento hacia la selectividad de dicho componente, pues el proceso convencional arrojó una selectividad de 54.1%.

Por otro lado, se concluyó que existen pequeñas desviaciones entre el presente esquema y el propuesto por Weizhong *et al.* [6] para el proceso de destilación reactiva. Las mismas pueden deberse a que los autores emplearon materias primas totalmente puras, a diferencia del presente esquema, en el cual fueron seleccionadas materias primas comerciales de la industria venezolana, las cuales contienen pequeñas impurezas. Por otro lado, los autores emplearon el lenguaje de programación FORTRAN para introducir una ruta cinética que permitiera la utilización de ecuaciones complejas en el Bloque RADFRAC dentro del simulador, cosa que no fue posible en la presente investigación.

- Capacidad de Producción

Para determinar la capacidad de producción de la planta de producción de etanolaminas fue necesario considerar las relaciones existentes entre la demanda y la oferta de las mismas, la disponibilidad de las materias primas, la tecnología a emplear y el porcentaje de capacidad de la misma. En este sentido, a partir del estudio de mercado acerca de las etanolaminas en Latinoamérica, se consideró destinar 1000 TMA al consumo venezolano, para Bolivia y Colombia de 40 y 900 TMA, respectivamente. Asimismo, se cubrió el 10% de la demanda de etanolaminas de Argentina (540 TMA) y el 4% de la demanda brasileña, es decir, 4900 TMA. Todo lo antes mencionado, arrojó como resultado una capacidad de 7380 toneladas métricas anuales de etanolaminas, inicialmente. Con aumentos programados del 10% anuales hasta alcanzar un total de 10600 toneladas métricas anuales.

- Localización

Para determinar la localización de la planta de producción de etanolaminas fue necesario hacer un análisis comparativo de los posibles puntos de localización, considerando que la construcción de dicha planta es un proyecto totalmente nuevo. En este sentido, de acuerdo con Rodríguez [8], para seleccionar el lugar más adecuado se deben de tomar en cuenta ciertos criterios, los cuales pueden profundizarse visitando Trabajo Especial de Grado de Barboza y Pérez [7].

En este sentido, se evaluaron dos propuestas, una de ellas consistió en ubicar dicha planta en las cercanías de las instalaciones productivas de la empresa Productora de Alcoholes Hidratados, C.A. (PRALCA). La otra opción considerada, consistió en localizar la planta en las cercanías del Complejo José Antonio Anzoátegui, en el cual se ubica Fertinitro. Tomando en cuenta esto, se seleccionó PRALCA como la ubicación ideal para la instalación de la planta de etanolaminas. Dicha propuesta requiere del transporte de amoníaco proveniente de Fertinitro, cuyo transporte resulta más seguro, económico y menos restrictivo en contraposición con la complejidad de transportar grandes cantidades de óxido de etileno inflamable.

Actividad II. Estudio Económico

El Estudio Económico del proceso se realizó a partir de los costos proporcionados por el programa Aspen Capital Cost Estimator (ACCE) del simulador Aspen Plus v8.8, acoplado a la construcción de hojas

de cálculo mediante Microsoft Excel. Así, se extrajeron diversos costos asociados a la planta con la finalidad de obtener el Costo de Inversión. De igual forma, se realizaron los cálculos correspondientes a los costos de producción, los ingresos y flujo neto de efectivo, el valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno (TIR); cuyos resultados se discuten a continuación.

- Costo de Inversión y Costo de Producción (CTP)

Para obtener el costo total de inversión fue necesario considerar los costos de adquisición de cada uno de los equipos que componen el esquema de destilación reactiva, así como también el costo asociado a la instalación de los mismos (pintura, materiales de construcción, infraestructuras, aislamiento, electricidad, tuberías, entre otros). Por otro lado, fue necesario tomar en cuenta gastos de instrumentación, contratos, contingencia y otros gastos relacionados. Tomando en cuenta todos los parámetros antes mencionados, se obtuvo un costo total de inversión de 14833869.96 USD, de lo que resultó un 20.1% menos de gastos en contraposición a los 17810643.91 USD del proceso convencional.

Por su parte, el costo total de producción se realizó a partir de la sumatoria de diversos parámetros como lo son la materia prima, mano de obra, suministros, servicios, mantenimiento, laboratorio, investigación y desarrollo, mercadeo y gastos administrativos. En este sentido, se obtuvo un CTP de de 13703416.30 USD por período, lo que implica que el esquema de destilación reactiva supone un ahorro del 12.6% en gastos de producción (15426687.32 USD).

- Ingresos y Flujo Neto de Efectivo

El cálculo de los ingresos depende del costo de venta de las etanolaminas, la capacidad de producción de la planta y la eficiencia de la misma. Adicionalmente, el cálculo del flujo neto de efectivo se realizó a partir de la diferencia entre el CTP y los ingresos.

Para la determinación de los ingresos se utilizó un valor promedio para el costo de venta de las etanolaminas de 3500 USD/TM. De igual forma, la capacidad de la planta y el costo total de producción fueron previamente calculados, obteniéndose valores de 10600 TMA y 13703416.3 USD por período. De esta forma, se observó un ingreso estabilizado en un valor de 37100000 USD y el flujo neto de efectivo en 23396583.7 USD por período; a partir del año 4.

- Valor Presente Neto y Tasa Interna de Retorno

Para el cálculo del VPN, se estableció un lapso de tiempo de 5 años, puesto que representa un período aceptable para estudiar el comportamiento monetario y el rendimiento de la inversión realizada. En este sentido, se seleccionó una tasa de interés del 30% a partir del valor recomendado por análisis de inversión propuesto por el simulador Aspen Plus. La principal razón para la adopción de este valor es la dificultad de calcular una tasa de interés razonable bajo la situación irregular que vive Venezuela, actualmente, en cuanto al entorno monetario.

De este modo, se obtuvo un valor presente neto de 27509404.24 USD, cuyo valor es mayor que cero. En este sentido y de acuerdo con lo expresado por Morales [17], dado que el VPN resultó ser mayor que cero, el valor actualizado de los cobros y pagos futuros de la inversión, a la tasa de descuento elegida generará beneficios. Por otro lado, una vez igualada la ecuación del VPN a 0 se obtuvo un valor de 100% para la Tasa Interna de Retorno. De igual forma, Arias [18] expresa que, dado que la tasa interna de retorno resultó mayor a la tasa de interés “k” de 30% elegida para el proyecto, el mismo es rentable y debe ser aceptado.

Conclusiones

- Se determinó que la corriente comercial de óxido de etileno proveniente de la empresa Productora de Alcoholes Hidratados, C.A. (PRALCA) y la corriente comercial de amoníaco proveniente de fertilizantes Nitrogenados de Venezuela (Fertinitro) son las más adecuadas para ser utilizadas como materias primas para el proceso.

- Se lograron determinar los límites de pureza de las corrientes comerciales de la industria venezolana, utilizadas como materia prima para el esquema de producción de etanolaminas. Asimismo, se describieron los posibles efectos que pudieran tener los diversos contaminantes en el rendimiento del proceso.
- Se calcularon los porcentajes de pureza para cada una de las corrientes seleccionadas. En este sentido, se obtuvo una Pureza de 99.51% para la corriente de amoníaco y de 21.37% para la corriente de óxido de etileno.
- Se seleccionó agua como catalizador debido a que presenta diversas ventajas frente a los otros catalizadores, como lo son su fácil acceso, baja contaminación de los productos finales y alta selectividad hacia la monoetanolamina. No fue necesario considerar reacciones secundarias, dado que, a las condiciones de concentración de los reactivos, la aparición de reacciones no deseadas es despreciable.
- La simulación del proceso arrojó como resultado una corriente de monoetanolamina con un 99.99% de pureza, dietanolamina con 99.99% de pureza y trietanolamina al 99.99%. Además, se obtuvo una selectividad para la MEA 69.5%.
- Se logró determinar que la capacidad total productiva de la planta de producción de etanolaminas es de 10600 toneladas métricas anuales, con períodos anuales de 8000 horas productivas.
- La localización ideal para la planta de producción de etanolaminas es en las cercanías de la empresa Productora de Alcoholes, C.A. (PRALCA).
- El estudio económico reveló que el costo de inversión para la propuesta es de 14833869.96 USD. Asimismo, los costos totales de producción son de 15426687.32 USD por período. Por su parte, los ingresos anuales estimados para una producción de 10600 TMA, son de 37100000 USD. Del mismo modo, se obtuvo un flujo neto de efectivo correspondiente de 23396583.7 USD por período.
- El cálculo del valor presente neto para el proyecto en un período de 5 años arrojó un valor de 27509404.24 USD, a lo que corresponde una tasa interna de retorno de 100%. Por lo que el proyecto se consideró como factible.

Referencias Bibliográficas

- [1] Frauenkron, M. Melder, J. Ruider, G. Rossbacher, R & Höke, H. [Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Ethanolamines and Propanolamines. 7a. Ed. Berlin, Alemania: Wiley,\(2012\).](#)
- [2] Zahedi, G. Amraei, S. & Biglari, M. Simulation and Optimization of Ethanol Amine Production Plant. Korean Journal of Chemical Engineering, Vol. 26, No. 6, (2009), 1504-1511. DOI: 10.1007/s11814-009-0254-z.
- [3] Sakuth, M. Reusch, D. & Janowsky, R. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Reactive Distillation 7a. Ed. Berlin, Alemania: Wiley, (2012). DOI: 10.1002/14356007.
- [4] Hoyme, C. A Parametric Reactive Distillation Study: Economic Feasibility and Design Heuristics. (Trabajo Especial de Grado presentado para optar al título de Doctor en Filosofía con Especialización en Ingeniería Química, Universidad de Tennessee). Knoxville, Estados Unidos. (2006).
- [5] Garg, D. Shah, S. Okasinski, M. & Drayton, A. Process for Producing Alkanolamines. Pensilvania, Estados Unidos: Air Products and Chemicals, Inc. Patente: US 6,846,959 B2, (2005).
- [6] Weizhong, A. Liu, D. Zixin, L. Ran, A. & Haiyan, B. Simulation and Energy Consumption evaluation of Reactive Distillation Process for Ethanolamine Production. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, (2020). <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.10730>.
- [7] Barboza, J. Pérez, M. y Gutiérrez Ch. Producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva empleando Productos Comerciales de la Industria Venezolana. (Trabajo Especial de Grado en Ingeniería Química, [Universidad Rafael Urdaneta](#)). [Maracaibo, Venezuela](#), (2021).

[8] Rodríguez, A. Factibilidad Técnico Económica para la Instalación de una Planta Productora de Etanolaminas en La Costa Oriental del Lago de Maracaibo. (Trabajo Especial de Grado para optar al Título de Ingeniero Químico, Universidad Rafael Urdaneta). Maracaibo, Venezuela, (2014).

[9] Levy, A. Note on the Interaction of Methane and Water Vapor in the HydrogenOxygen Reaction. The Journal of Chemical Physics. Vol. 21, N° 12, (1953). <http://dx.doi.org/10.1063/1.1698799>.

[10] Fässler, P. Cost-efficient production of ethanolamines. Sulzer Chemtech, (2008). https://www.sulzer.com/-/media/files/products/process-techology/processes-and-applications/2008_3_12_faessler_e.ashx?la=en.

[11] Hammer, H. & Reutemann, W. Production of Ethanolamines. Ludwigshafen, Alemania: BASF Aktiengesellschaft. Patente: 5,545,757. (1996).

[12] Cocuzza, G. Process for the separation of Monoethanolamine, Diethanolamine, and Triethanolamine from Crude Ethanolamine Mixtures. Milan, Italia: Societa Italiana Resine S.I.R. S.P.A. Patente: 3,849,262. (1974).

[13] Tsuneki, H. & Moriya, A. Analysis and modeling of adiabatic reactor for monoethanolamine selective production, Chemical Engineering Journal, Vol.149, No. 1-3, (2009), 363-369. <https://www.journal.csj.jp/doi/pdf/10.1246/bcsj.80.1075>.

[14] Park, K. Park, T. & Lee, B. A Study on the Reaction Kinetics for Ethanolamines Synthesis. Journal of the Korean Institute of Chemical Engineers, Vol. 23, No.6, (1985), 409-415. <https://www.koreascience.or.kr/article/JAKO198510102459910.page>.

[15] Weibull, G. Continuous Process for preparing Monoalkanolamines from Ammonia and Alkylene Oxides. Ornskoldsvik, Suecia: Mo och Aktiebolag. Patente: SE: 3,697,598. (1968).

[16] Johnson, F. Selective poduction of Monoalkanolamines from Alkylene Oxides and Ammonia over Acidic Inorganic Catalysts. Austin, Estados Unidos: Texaco Inc. Patente: 4,438,281. (1984).

[17] Morales, V. Economía: Valor Actual Neto (VAN). Economipedia, (2014). <https://economipedia.com/definiciones/valor-actual-neto.html>.

[18] Arias, A. Economía: Tasa interna de retorno (TIR). Economipedia. (2014). <https://economipedia.com/definiciones/tasa-interna-de-retorno-tir.html>.

Notas Especiales

Artículo de investigación derivado del Trabajo Especial de Grado, titulado: Producción de Etanolaminas mediante Destilación Reactiva empleando Productos Comerciales de la Industria Venezolana, presentado en la Universidad Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.