




Recuperación y Reutilización de Hidrógeno de las Emisiones de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado

Arias, Andrea¹ ; Montenegro, Lucía² ; Cabrera, Marcelo^{3,*} 

¹Escuela Politécnica Nacional, Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, Quito, Ecuador

²Escuela Politécnica Nacional, Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental, Quito, Ecuador

³Universidad Internacional del Ecuador, Facultad de Ciencias Técnicas, Quito, Ecuador

Resumen: El presente proyecto tiene como objetivo diseñar una planta de recuperación y reutilización de hidrógeno de las emisiones provenientes de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE) de Ecuador, para lo cual se desarrollaron los balances de masa y energía requeridos por la planta. Se diseñaron los equipos principales del proceso y se realizó el diagrama de bloque (BPD) de la planta. La recuperación de hidrógeno contempla la separación de agua e hidrocarburos livianos por condensación, la absorción y desorción del CO₂ en etanolamina y la destilación criogénica. La planta tiene la capacidad de procesar 1 100 kg/h de gases provenientes de la unidad de FCC, obteniéndose como productos de interés 680.8 kg/h de hidrógeno y 362.4 kg/h de nitrógeno. La evaluación de la reutilización del hidrógeno recuperado se realizó con una simulación del proceso de reformado de naftas en el programa Chemcad 6.3.1, donde se evaluó la influencia de la corriente de hidrógeno recuperada en el valor del octanaje de las naftas, se obtuvo como resultado que sin la influencia del hidrógeno recuperado el valor sube de 61.5 a 87.2 octanos mientras que con la influencia de la corriente de hidrógeno reutilizado el octanaje se incrementó de 61.5 a 90.3 octanos. Esto permitió establecer que se tiene un ahorro del 10 % de nafta importada de octanaje 97, lo cual representa un ahorro anual de 24.94 millones USD.

Palabras clave: emisiones, craqueo catalítico fluidizado, hidrógeno, reformado de naftas

Recovery and Reuse of Hydrogen Emissions from the Fluidized Catalytic Cracking Unit

Abstract: The objective of this project is to design a plant for hydrogen recovery and reuse emissions originated by the Fluidized Catalytic Cracking Unit (FCC) of Refinería Estatal Esmeraldas (REE) from Ecuador. The mass and energy balances required by the plant were developed. The main process equipment was designed, and the block plant diagram (BPD) was made. Hydrogen recovery contemplates the separation of water and light hydrocarbons by condensation, the absorption and desorption of carbon dioxide in ethanolamine and cryogenic distillation. The plant has the capacity to process 1 100 kg/h of gases from the FCC unit and the products of interest were 680.8 kg/h of hydrogen and 362.4 kg/h of nitrogen. The evaluation of the reuse of the recovered hydrogen was carried out with a simulation of the naphtha reforming process in the software Chem cad 6.3.1, where the influence of the recovered hydrogen current on the octane value of the naphtha was evaluated, obtaining as a result that without the influence of the recovered hydrogen the value rises from 61.5 to 87.2 octanes while with the influence of the reused hydrogen current, the octane increased from 61.5 to 90.3 octane. This allowed to establish that there is a saving of 10 % of imported naphtha of 97 octane, which represents an annual saving of 24.94 million USD.

Key words: emissions, fluidized catalytic cracking, hydrogen, naphtha reforming

1. INTRODUCCIÓN

En el Ecuador, la principal planta de procesamiento de crudo es la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), en donde los productos combustibles obtenidos son gas licuado de petróleo, gasolina y diésel. Adicionalmente, se obtienen azufre, jet fuel,

asfalto y fuel oil (Quiñonez, 2015). En la refinación del petróleo, el cracking catalítico de lecho fluidizado (FCC) es una de las operaciones unitarias más importantes porque es el proceso donde se rompen los hidrocarburos pesados en moléculas de menor tamaño. Con ello se obtiene como producto la nafta y el gasoil livianos, que son combustibles de

*macabreraja@uide.edu.ec

Recibido: 21/02/2025

Aceptado: 23/04/2025

Publicado en línea el 31/08/2025

10.33333/tp.vol56n1.07

CC BY 4.0

buena calidad debido a que tienen un alto poder antide-tonante (Elkilani, Fahim, & Sahhaf, 2010).

El FCC es una operación continua que consta fundamentalmente de dos etapas. La primera es la reacción de craqueo de hidrocarburos en presencia de catalizador, donde se llevan a cabo las reacciones químicas en presencia de un catalizador y la segunda es la regeneración del catalizador, donde se combustiona el carbón que está adherido al mismo para que pueda recuperar su actividad catalizadora. Como consecuencia de este proceso se tiene como subproducto una corriente de efluentes denominada gas residual que constituyen los gases de combustión del FCC (Dubois, 2006).

En el proceso de refinación del petróleo, la REE genera emisiones de gases y vapores provenientes de varias unidades de procesamiento que en conjunto son conocidas como gases de refinería. Estas corrientes tienen generalmente en su composición hidrocarburos livianos y, de acuerdo a la procedencia del crudo, pueden tener también hidrógeno, amoníaco, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y nitrógeno, compuestos con alto valor industrial que no son aprovechados adecuadamente debido a que en la actualidad las emisiones gaseosas residuales del proceso de refino del petróleo son quemadas en el extremo superior de una chimenea delgada llamada tea. Las razones de esta operación son de carácter de seguridad ya que la acumulación del gas podría ocasionar incendios, envenenamientos o explosiones (Dubois, 2006).

Las emisiones gaseosas de la REE provenientes de la FCC son conocidas como línea 2002 y corresponden a una de las tres corrientes del gas residual de la refinería. Los resultados obtenidos en el reporte LAI-025-20 del Laboratorio de Análisis Instrumental de la Escuela Politécnica Nacional muestran que, en la composición de dicha línea existen compuestos como agua, hidrocarburos livianos, dióxido de carbono y valores apreciables de contenido de hidrógeno (63.83 % en peso) y de nitrógeno (30.73 % en peso).

El hidrógeno es el más simple de los elementos químicos, pero tiene una importancia debido a su amplia gama de usos dentro de la industria y la investigación, ya que constituye un combustible altamente energético, con repercusión ambiental mínima y también es una de las materias primas relevantes en varios procesos químicos. Actualmente en el Ecuador, no existen industrias que generen hidrógeno, ya que no se ha desarrollado un proceso económicamente rentable que permita su comercialización a gran escala y además su investigación está orientada más a procesos de transporte y almacenamiento más que a métodos de producción (Devold, 2015).

En la industria de refino del petróleo, el hidrógeno es usado en el proceso de reformado catalítico, que es una operación unitaria que transforma cualquier gasolina de bajo octanaje (entre 40 y 60) provenientes de la destilación atmosférica, en un combustible de mayor octanaje (entre 70 y 90). Es por esto que, la optimización del proceso de reformado es importante para reducir costos de importación de naftas y una manera de hacerlo es la variación del flujo de hidrógeno en la alimentación del reactor (Dubois, 2006).

La REE es considerada como la industria más importante del Ecuador debido a que el petróleo es una de las principales fuentes de energía primaria en el país que constituye la mayor fuente de combustibles tanto industrial como para movilización. Además, como se evidencia en la Figura 1, los sectores estratégicos de la economía nacional constituyen el 9.44 % dentro del producto interno bruto (PIB) y la actividad de refinación del crudo es la que mayor influencia tiene puesto que representa la mitad de dicho valor (Banco Central del Ecuador, 2024).

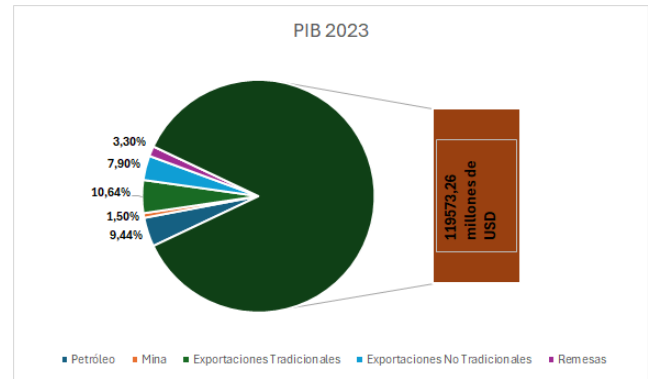


Figura 1. Aporte porcentual de los sectores estratégicos al producto interno bruto (PIB)
(Elaboración: autores, referencia: Banco Central del Ecuador, 2024)

En el Ecuador, la industria de la refinación del crudo constituye una actividad importante en el desarrollo de la sociedad, no solamente porque es la única fuente de la mayor cantidad de combustibles disponibles, sino que constituye una de las industrias emblemáticas del país. Es por eso que se demandan proyectos que permitan la potencialización de esta industria y garanticen la reducción de desechos mediante la optimización de recursos, pues la refinación en el país muestra un atraso tecnológico en comparación a dicha actividad en otros países que son de igual manera de carácter económico petrolero (Banco Central del Ecuador, 2023). Es por ello que, se tiene un gran interés en la optimización de uno de sus subproductos como son los gases de refinería que es el objetivo principal de este proyecto.

Al realizar la quema de las emisiones de la línea 2002, se tiene un desperdicio de una fuente con alto contenido de hidrógeno que constituye un compuesto de suma importancia dentro de la industria petrolera. Esto establece la necesidad del diseño de una planta de recuperación de hidrógeno de los gases provenientes de la unidad de FCC como una medida de optimización de recursos debido a que a nivel mundial el hidrógeno es empleado en varios campos industriales y de investigación debido a que su producción es un proceso costoso y no se ha obtenido hasta la actualidad una alternativa rentable (Congreso Mundial del Hidrógeno, 2016).

La producción de hidrógeno alcanzó 97 millones de toneladas para el año 2023, de las cuales menos del 1 % fue de bajas emisiones. Según los proyectos anunciados, el hidrógeno de bajas emisiones podría alcanzar 49 millones de toneladas anuales para 2030, en comparación de los 38 millones de toneladas anuales estimados en el Global Hydrogen Review 2023 (Agencia Internacional de Energía, 2024).

En la actualidad, la economía del hidrógeno también genera un gran interés en el tema de energías renovables, pero en el Ecuador el nivel de investigación relacionado a dicho compuesto es bajo y se debe principalmente a la falta de financiamiento (Posso & Sánchez, 2014). Es por ello que, es necesario promover proyectos de obtención, así como nuevas alternativas de uso para el hidrógeno.

El estado ecuatoriano invierte cada año alrededor de 2 500 millones de dólares en el abastecimiento de combustibles de alta calidad, uno de los rubros es la importación de naftas de alto octanaje, como se observa en la Tabla 1. Esta importación es necesaria en función de que constituye la materia de mezcla con las naftas producidas a nivel nacional con el fin de obtener un combustible con las especificaciones de octanaje requeridas en el país (Banco Central del Ecuador, 2022).

Tabla 1. Valores de volumen y precio de nafta de alto octano importados por el Ecuador

Periodo	NAFTA ALTO OCTANO		
	Volumen Millones Bls.	Precio USD/Bl	Valor Millones USD
Ene-Mar 20	4.43	73.60	325.71
Abr-Jun 20	2.40	46.89	112.72
Jul-Sep 20	3.87	57.17	221.09
Oct-Dic 20	4.50	55.38	248.98
TOTAL 2020	15.19	59.8	908.50
Ene-Mar 21	4.48	76.78	343.89
Abr-Jun 21	4.47	85.10	380.25
Jul-Sep 21	4.48	91.38	409.78
Oct-Dic 21	4.49	100.17	449.81
TOTAL 2021	17.92	88.37	1 583.73
Ene-Mar 22	4.50	118.82	534.14
Abr-Jun 22	4.51	159.11	717.24
Jul-Sep	4.51	141.72	639.73
Oct-Dic 22	5.20	116.16	603.60
TOTAL 2022	18.71	133.31	2 494.70

En la planta propuesta, el hidrógeno recuperado será usado en la unidad de reformado de naftas para aumentar el octanaje de estas. Con ello, se busca incrementar la rentabilidad de la refinería por medio de la recuperación y reutilización del hidrógeno. Si las naftas producidas en la refinería aumentan su octanaje, se podrá importar menos nafta de alto octanaje y eso representaría una disminución en el costo que representa dicha actividad a la economía nacional (Banco Central del Ecuador, 2022).

La importancia de la planta propuesta es la recuperación de hidrógeno de las emisiones de la línea 2002 de la Refinería Esmeraldas que actualmente se queman y su reutilización en el proceso de Reformado Catalítico. Además, al considerar que el flujo correspondiente a la línea mencionada es de 1 100 kg/h, es un proyecto de alto beneficio para el estado ecuatoriano, pues a más del aspecto ambiental también el hidrógeno recuperado permitirá aumentar la calidad de las naftas reformadas, lo cual representa un beneficio económico para el país (Banco Central del Ecuador, 2024).

2. METODOLOGÍA

En esta sección, se detallan diversos criterios de diseño; las emisiones gaseosas de la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) de la Refinería Esmeraldas tienen un flujo de

1 100 kg/h y constituyen la alimentación principal del proceso desarrollado que consta de las siguientes etapas: separación del agua e hidrocarburos livianos, adsorción del dióxido de carbono con solución de amina, desorción del dióxido de carbono y regeneración de la solución de amina, destilación criogénica para separar el hidrógeno del nitrógeno y reformado de naftas con la finalidad de aumentar el octanaje de naftas pesadas (Meyers, 2004).

Para la realización de los balances másicos y energéticos se consideró lo siguiente:

- Los datos de la corriente de alimentación principal están tomados tanto de informes de la Refinería Esmeraldas como del reporte LAI-025-20 del Laboratorio de Análisis Instrumental de la Escuela Politécnica Nacional (mayo, 2020).
- Las condiciones de operación de cada una de las etapas unitarias en el proceso están definidas por datos bibliográficos y de simulación con el programa Chemcad 6.3.1.
- Las propiedades físicas, químicas y termodinámicas de las corrientes en el proceso se determinan por medio de cálculos bibliográficos en base a las características de los componentes de cada corriente (Sinnott & Towler, 2012).
- Se establecen en todas las corrientes principales y secundarias los datos de temperatura, presión, flujo y composiciones en función de los intercambios másicos y energéticos (Sinnott & Towler, 2012).

2.1 Diseño de la etapa de eliminación de hidrocarburos

Una corriente de hidrógeno impuro puede purificarse parcialmente mediante un simple enfriamiento a la temperatura de condensación del compuesto más volátil dentro de los contaminantes que se desean eliminar (Austin, 2000).

Para poder separar el agua y los hidrocarburos de la línea de alimentación, se realiza una compresión con una presión cercana a los 2 o 3 bar para que el metano se condense a una temperatura de alrededor de -130°C y se pueda eliminar los hidrocarburos y el agua con un separador bifásico (Air Liquide, 2013).

2.2 Diseño del absorbedor y desorbedor de dióxido de carbono

Para la eliminación del dióxido de carbono, se diseña una torre para el proceso de absorción donde el dióxido de carbono se pondrá en contacto en contracorriente con una solución acuosa que lo disolverá de manera selectiva debido a un gradiente de concentraciones. Posteriormente, se diseña una torre de desorción donde el disolvente se regenera por medio de un aumento de temperatura para ser recirculado a la etapa de absorción. Ambas operaciones se llevan a cabo en columnas de relleno con contacto líquido – vapor (Sinnott & Towler, 2012).

Para el diseño de las columnas, se considera lo siguiente:

- Se emplea como solvente la monoetanolamina debido a su carácter amino selectivo en la remoción del dióxido de carbono (Universidad Nacional de Jujuy, 2011).
- El relleno seleccionado es en función de la resistencia al solvente elegido y de la estabilidad frente a las temperaturas de operación (Branan, 2000; Sinnott & Towler, 2012).
- Se determina la altura y el diámetro de ambas columnas con base en los cálculos de la altura total de las unidades de transferencia que serán evaluados con los mejores resultados de una simulación del proceso (Sinnott & Towler, 2012).
- El factor de seguridad usado en ambas columnas es del 15 % (Peters, Timmerhaus & West, 2003).

2.3 Diseño de la destilación criogénica

La destilación criogénica se realiza en una columna de platos y trabaja a temperaturas muy bajas que en este caso se trata del rango comprendido entre la temperatura de ebullición del hidrógeno y el nitrógeno que son -253°C y -96°C respectivamente (Branan, 2000).

La refrigeración del gas se logra con un ciclo de refrigeración externo (Sinnott & Towler, 2012). Se emplea una compresión del gas de alimentación de alrededor de 60 o 70 bar (Clavería, Lozano & Sánchez, 2001).

El proceso de enfriamiento cuenta con dos etapas, la primera consiste en un enfriamiento preliminar con uso de agua, luego se da un enfriamiento a temperatura criogénica en intercambiadores de calor multiflujo con el uso de nitrógeno líquido obtenido en la propia unidad de destilación criogénica (Clavería, Lozano & Sánchez, 2001).

Los parámetros calculados son la presión y la temperatura de operación, relación de reflujo, número y altura de las etapas de equilibrio y el diámetro de la columna (Smith & Sawistowski, 2010). El factor de seguridad usado en la columna es un valor de 15 % (Peters et al., 2003).

2.4 Consideraciones para la unidad reformadora de naftas

La alimentación para la reformadora son naftas de la columna topping del proceso de refinación del crudo que son previamente sometidas a un proceso de hidrot ratamiento. La corriente de hidrógeno obtenida de la destilación criogénica ingresará a la unidad de reformado catalítico de la Refinería Esmeraldas, los resultados de operación con y sin este cambio serán evaluados mediante la simulación del proceso en los programas Chemcad 6. 3. 1.

Las reacciones que se llevarán a cabo en la simulación del reformado son: deshidrogenación de los naftenos, isomerización de parafinas y naftenos, ciclización de las parafinas y naftenos y dehidrociclización de parafinas en aromáticos de las cuales se emplearán los datos cinéticos de base bibliográfica (Cipití et al., 2015; Mohaddecy, et al., 2006).

2.5 Dimensionamiento de los equipos secundarios

La transferencia de calor entre los fluidos se desarrolla en intercambiadores de tubos y coraza. Para el dimensionamiento de estos equipos, se calculan los parámetros de la diferencia de temperaturas media y logarítmica, los coeficientes individuales y global de transferencia de calor, el área de transferencia requerida y las caídas de presión.

Se realiza un proceso iterativo con base en el valor del coeficiente global (Sinnott & Towler, 2012). En conjunto con la obtención de los parámetros de trabajo, se determina el número, la disposición y dimensiones de los tubos, el tipo de coraza, el número y distancia de deflectores (Cengel, 2007).

Los intercambiadores de calor se utilizan como condensadores, ya que el proceso de diseño es el mismo con la diferencia de que se debe tomar una distancia entre deflectores mayor (Sinnott & Towler, 2012).

Para los compresores, se usa como criterio de diseño la presión requerida para las diferentes etapas del proceso, a fin de calcular la potencia requerida para procesos politrópicos (Sinnott & Towler, 2012).

2.6 Consideraciones para la selección del material

Las consideraciones que se toman para la selección de materiales de ingeniería tanto para los equipos como para las líneas de tubería son las presiones, temperaturas y capacidades para resistir la corrosión.

La selección de materiales se basa en características como propiedades mecánicas, efecto de la temperatura, resistencia a la corrosión, facilidad de adquisición y construcción (Sinnott & Towler, 2012).

2.7 Análisis de costos de la implementación y operación de la planta propuesta

Debido a que la planta a diseñar se trata de un proceso de valorización de residuos, se establece que no se puede realizar un análisis de utilidad puesto que la materia prima no tiene costo y el beneficio radica en el incremento de la calidad de naftas por medio del hidrógeno recuperado. Dicha nafta de igual manera no se puede costear debido a que en el Ecuador los combustibles son subsidiados, es por esto que la pre factibilidad económica radica en un análisis de costos directos correspondientes a compra e instalación de los equipos y costos indirectos de operación y mantenimiento (Couper et al., 2012).

Los costos directos se consideran en forma general a la inversión de capital fijo donde se incluyen los montos económicos de los equipos principales, secundarios y piezas a granel como tuberías y válvulas (Sinnott & Towler, 2012). Los valores de los costos se obtuvieron de correlaciones de costos estimados de equipos de varias fuentes bibliográficas (Peters et al., 2003; Sinnott & Towler, 2012).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La codificación de los equipos empleada en la planta se basa en el Manual de Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA) sobre la Preparación de Diagramas de Proceso (PDVSA, 2009).

3.1 Separación del agua e hidrocarburos livianos

La corriente gaseosa proveniente del FCC entra en el compresor K-01 a 1.0 atm y sale a 2.5 atm, luego es enfriado hasta 100 °C en el intercambiador de calor E-01 para ingresar al separador bifásico S-01, donde se elimina el 99 % del contenido de agua (Ashis, 2016).

Posteriormente, la corriente deshidratada aumenta su presión de 1.0 atm a 3.0 atm en el compresor K-02, en el intercambiador de calor E-02 se disminuye su temperatura hasta 100 °C y seguidamente, ingresa en el separador bifásico S-02 donde se elimina el 99 % de los hidrocarburos livianos (Ashis, 2016).

Las dimensiones del separador S-01 son 2.45 m de diámetro y 4.25 m de altura y del separador S-02 son 1.40 m de diámetro y 2.55 m de altura.

3.2 Absorción del dióxido de carbono

La absorción es el proceso más importante para la separación del compuesto ácido correspondiente al dióxido de carbono presente en la corriente gaseosa de alimentación, consiste principalmente en la transferencia de masa resultante del contacto directo entre la corriente gaseosa proveniente del separador bifásico S-02 y el flujo del líquido que contiene al solvente de la sustancia a eliminar, que en este caso es la solución de etanolamina al 30 % en peso. Ambas fases están en contacto íntimo mediante la columna de relleno C-01 que proporciona el área y tiempo de contacto adecuados (Smith & Sawistowski, 2010).

En la columna de absorción, la corriente gaseosa que contiene el dióxido de carbono ingresa por la parte inferior mientras que la fase líquida de solución de etanolamina cae en contracorriente desde la parte superior de la columna (Geankoplis, 2003).

En el proceso de la planta desarrollada, el compuesto no deseado es el dióxido de carbono (CO₂), mientras que la solución absorbente contiene monoetanolamina (MEA) al 30 % en peso debido a su selectividad de absorción del CO₂ (Smith & Sawistowski, 2010). Ambas corrientes ingresan a la torre de absorción C-01.

El proceso de absorción se da como la transferencia de masa, debido a que la afinidad de la MEA por el CO₂ provoca que se lleve a cabo una disolución del CO₂ de la corriente gaseosa en la fase líquida por acción de su solubilidad en la MEA, esta disolución tiene una eficiencia de absorción del 90 % de la cantidad de CO₂ contenida en el gas y es del tipo exotérmica por lo cual existe un flujo de calor que provoca el aumento de temperatura de la corriente líquida de salida de la torre empacada. Como resultado de la absorción se tiene un flujo gaseoso libre de CO₂ y una solución de amina caliente que contiene dicho compuesto y sale a una temperatura de 39.01

°C (Geankoplis, 2003). Las dimensiones de la columna son 1.15 m de diámetro y 12.90 m de altura.

3.3 Desorción del dióxido de carbono

El proceso inverso a la absorción es la desorción cuya alimentación es la corriente líquida proveniente de la columna C-01, el dióxido de carbono disuelto es liberado mediante la adición de calor (aumento de temperatura) debido a la naturaleza exotérmica del proceso de absorción del compuesto llevado a cabo previamente. Esto provoca que la solubilidad del CO₂ en la solución de MEA disminuya notablemente. La desorción del CO₂ se logra con calefacción y ebullición de la solución líquida de alimentación mediante un flujo de vapor de agua a 100 °C para aprovechar su calor latente. Esto constituye un método eficaz de eliminar el compuesto ácido ya que el agua evaporada de la solución realiza el arrastre correspondiente del CO₂ con una desorción del 99 % (Meyers, 2004).

La desorción se desarrolla en la columna de relleno C-02 donde la alimentación es la solución de amina gastada del absorbedor, mientras que las salidas son la solución de amina regenerada y el flujo de vapor de agua que contiene el CO₂, ambas a una temperatura de 130 °C (Sinnott & Towler, 2012).

La solución de amina gastada del absorbedor es previamente calentada en el intercambiador de calor E-06 antes de ingresar al desorbedor, para lo cual se emplea como fluido caliente la solución de amina regenerada de la misma columna de desorción cuya temperatura es 130 °C, mientras que del intercambiador sale a 45 °C (Geankoplis, 2003).

Posteriormente, el flujo de gas de salida de la columna de desorción ingresa al condensador E-05 donde el vapor de agua de la corriente se condensa en un 98 % de su total en peso y además, se obtiene una disminución de temperatura de los gases no condensados que contienen principalmente CO₂ para que se liberen al ambiente a una temperatura aceptable que corresponde a 25°C (Smith & Sawistowski, 2010).

El flujo de solución de amina regenerada que sale del intercambiador de calor E-06 se mezcla en el tanque M-01 con el agua líquida que sale del condensador E-05 con el propósito de tener una recuperación de la concentración inicial de la solución de etanolamina, cuyo valor es de 30 % en peso y que ingresa por recirculación al proceso de absorción. El tanque agitado permite la adecuada transferencia de masa y calor. Con ello, se obtiene un flujo de salida uniforme tanto en concentración como en temperatura. El proceso de mezcla se lleva a cabo en un tanque agitado con un rodete tipo paletas para que se produzca la mezcla adecuada por el movimiento del volumen contenido en el tanque a escala macroscópica y por el movimiento de remolinos turbulentos a escala microscópica. Finalmente, la solución de amina regenerada es almacenada en el tanque T-01 (Sinnott & Towler, 2012).

En desorción, se regenerará la totalidad de la etanolamina y las dimensiones de la columna son 1.93 m de diámetro y 11.49 m de altura.

3.4 Destilación criogénica

El proceso de destilación sirve para la separación del hidrógeno y nitrógeno provenientes de la corriente gaseosa de salida del desorbedor C-01, dichos compuestos tienen diferente punto de ebullición, lo cual da como resultado una diferencia de volatilidad adecuada para separar el compuesto más volátil que es el hidrógeno del menos volátil que es el nitrógeno (Ashis, 2016).

La corriente gaseosa proveniente de la columna de absorción pasa por un primer proceso de compresión en el equipo K-03 de 1.0 atm hasta 35 atm y de enfriamiento hasta 127 °C en el intercambiador de calor E-05. Luego, se realiza una segunda compresión en el equipo K-04 donde se aumenta la presión desde 35 atm hasta 70 atm y finalmente se enfría a -125 °C en el intercambiador de calor E-06.

El enfriamiento en multietapa ayuda a que las condiciones de operación de la columna de destilación C-03 sean de 70 atm y -125 °C, las corrientes de salida del proceso son dos: una por la parte superior que contiene en su mayoría el hidrógeno que se destila en un 96% y constituye el destilado, y otra por la parte inferior de la torre que contiene mayoritariamente nitrógeno y es el residuo o también llamado fondos de destilación (Geankoplis, 2003).

Se calcula que la columna tiene un total de 8 etapas teóricas, un diámetro de 0.82 m y una altura de 11.96 m.

3.5 Reformado de naftas

La corriente de naftas pesadas provenientes de la columna de destilación atmosférica (previamente hidro-tratadas) es mezclada con hidrógeno y es calentada a una temperatura de 500 °C, los vapores obtenidos ingresan al proceso de reformado que consiste en una serie de tres reactores que contienen en su interior un catalizador de alúmina y trabajan a una presión de 7 atm. La corriente de salida de uno de los reactores es la alimentación de reactor siguiente y esta corriente debe calentarse a los mismos 500 °C de la alimentación principal antes de ingresar a cada reactor (Ashis, 2016).

Dentro de los reactores las reacciones que se llevan a cabo son consideradas de orden cero y se desarrollan en presencia de hidrógeno que emplean una relación molar de H₂/HC de 1-3 en la relación al flujo de hidrocarburos presentes en la nafta de alimentación (Ashis, 2016).

Se observa que la reutilización del hidrógeno recuperado tiene una influencia positiva en el proceso de reformado de naftas ya que el octanaje de estas en lugar de subir de 61.6 a 87.2 tiene un aumento de 61.5 a 90.3 lo cual permite inferir que la calidad final de las naftas mejora notablemente.

3.6 Evaluación económica y ambiental

Los costos de adquisición de los equipos de la planta que suman un valor total de 967 352.94 USD. Estos valores resultan de un análisis económico con lo cual se obtiene el costo en función de parámetros característicos de cada equipo y analizado con precios referenciales actuales (Couper et al.,

2012). A continuación, se detalla el valor estimado de inversión en base a las proformas solicitadas, en la Figura 2.

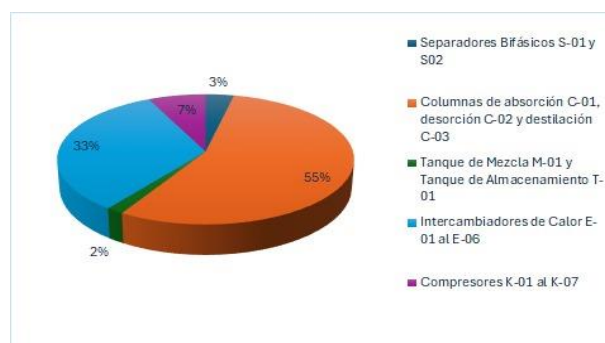


Figura 2. Detalle en porcentaje de los valores económicos del proyecto (Elaboración: autores)

Adicionalmente se calcula el costo de implementación mediante los factores de instalación de cada uno de los equipos (Peters et al., 2003), lo cual suma un valor total de 3 949 899.97 USD.

Los costos de la instalación de tuberías y de instrumentación y control constituyen un valor promedio del 17 % del costo de los equipos de la planta (Peters, Timmerhaus & West, 2003), por lo tanto, dicho valor es de 164 450.00 USD.

Los costos indirectos son los necesarios para la operación y mantenimiento de la planta, para el costo de operación se determina la energía requerida por la planta que opera 358 días al año las 24 horas al día. Además, se considera un costo de energía de 0.08 USD/kWh, mientras que el costo de mantenimiento es igual a la décima parte del costo de operación, dicho mantenimiento se lleva a cabo una semana al año (Rojas & Velosa, 2014). Se obtiene que el valor de operación de la planta es de 3 361 609.69 y de mantenimiento de 336 160.97 USD.

Se concluye que la planta necesita un costo de instalación de 4 114 349.97 USD y un costo de operación y mantenimiento anual de 3 697 770.66 USD.

La adición de la corriente de hidrógeno recuperado de la planta produce un incremento en el valor del octanaje de las naftas reformadas ya que pasa de tener 87 octanos a los 90 octanos, con ello se eleva considerablemente su valor.

Las naftas reformadas se mezclan con nafta importada de 97 octanos con el propósito de obtener un producto con un valor de octanaje igual a 92, para un flujo de 1 000 kmol/h de nafta como alimentación al reformado cuyo octanaje de salida es 87 se debe adicionar 1 000 kmol/h de nafta importada, mientras que, para el mismo flujo de alimentación, pero con la influencia del hidrógeno recuperado se requiere 900 kmol/h de nafta importada para obtener el mismo producto de 92 octanos (López, 2015).

Esto indica que se evita la importación del 10 % del volumen total lo cual en función de la Tabla 1 (Valores de volumen y precio de derivados de crudo importados). Al considerar como

base el año 2022, este valor representa un monto total de 24.94 millones USD al año.

La implementación de la planta de recuperación y reutilización de hidrógeno en las emisiones de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) presenta un impacto ambiental debido a la quema de gases residuales en la Refinería Estatal Esmeraldas, como dióxido de carbono (CO₂) y óxidos de nitrógeno (NO_x), contribuyendo al calentamiento global y la contaminación del aire (IPCC, 2021).

La recuperación del hidrógeno permite reducir estas emisiones al minimizar la necesidad de producir hidrógeno por reformado de metano, un proceso intensivo en carbono (IEA, 2022). Además, la reutilización del hidrógeno en el reformado de naftas mejora la eficiencia del proceso y disminuye la dependencia de combustibles importados, promoviendo un

modelo más sostenible para la industria (Posso & Sánchez, 2014).

En la Figura 3, se muestra el diagrama de bloques donde se esquematiza el proceso, con el respectivo balance de masa.

En la sección de anexos se detallan en figuras los balances de masa de:

- separador bifásico S-01. Ver Figura 4 (Anexo 1)
- separador bifásico S-02. Ver Figura 5 (Anexo 2)
- columna de absorción C-01. Ver Figura 6 (Anexo 3)
- columna de desorción C-02. Ver Figura 7 (Anexo 4)
- condensador de agua E-04. Ver Figura 8 (Anexo 5)
- mezclador de aminas M-01. Ver Figura 9 (Anexo 6)
- columna de destilación criogénica C-03. Ver Figura 10 (Anexo 7).

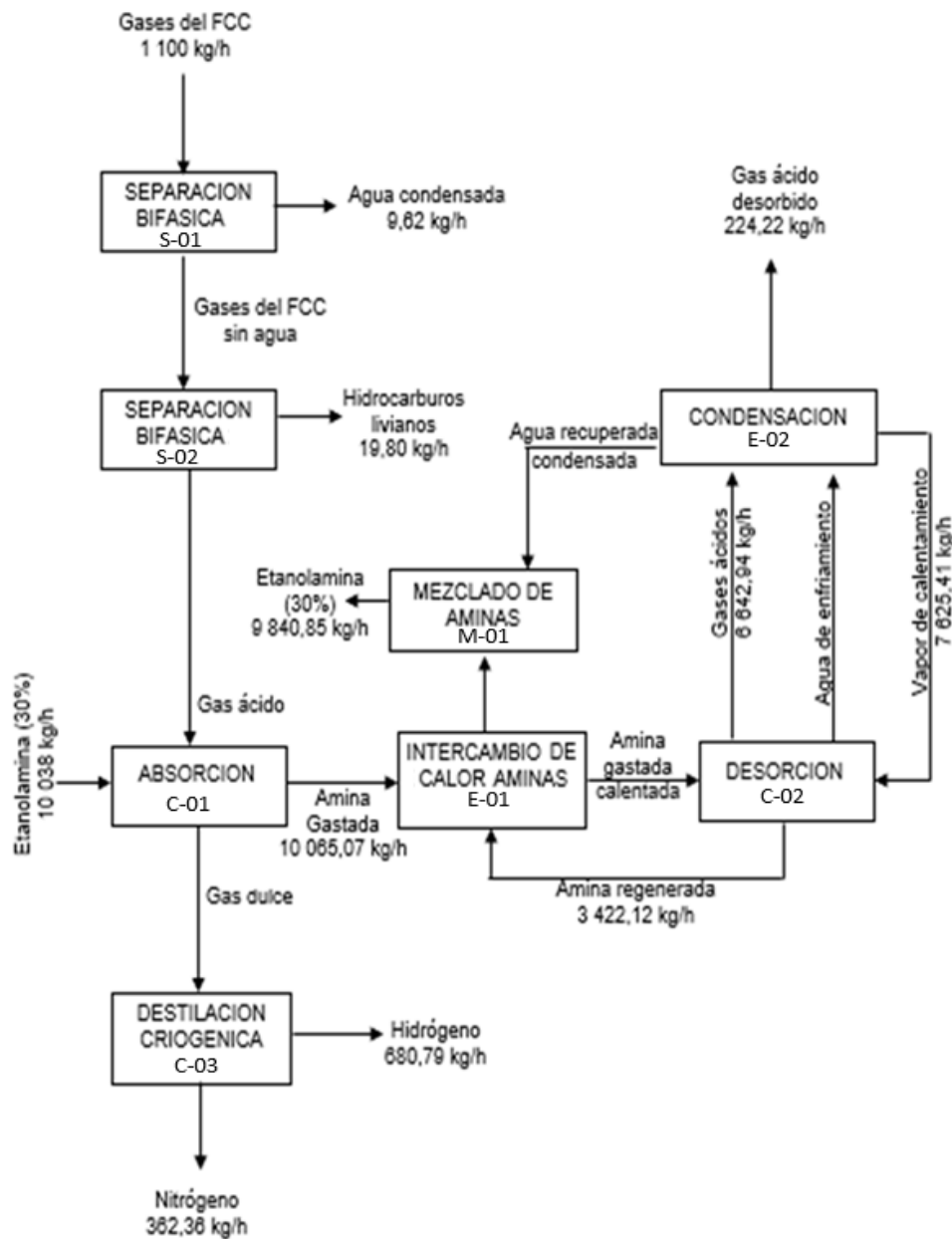


Figura 3. Diagrama de bloques BPD de la planta de recuperación de hidrógeno (Elaboración: autores)

CONCLUSIONES

La capacidad de la planta propuesta es de 1 100 kg/h que es el valor que corresponde a las emisiones de la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) de una refinería.

En el proceso de separación de agua e hidrocarburos se tiene un porcentaje de eliminación del 99 %, las dimensiones del separador S-01 son 2.45 m de diámetro y 4.25 m de altura y del separador S-02 son 1.40 m de diámetro y 2.55 m de altura.

En la absorción de dióxido de carbono, el porcentaje de remoción es del 90 % y sus dimensiones son 1.15 m de diámetro y 12.90 m de altura; mientras que en la desorción se regenerará la totalidad de la etanolamina y las dimensiones de la columna son 1.93 m de diámetro y 11.49 m de altura.

La destilación permitió la recuperación del 96 % del hidrógeno total y se calcula que la columna tiene un total de 8 etapas teóricas, un diámetro de 0.82 m y una altura de 11.96 m.

Los productos de interés obtenidos de la planta son de 680.8 kg/h de hidrógeno y 362.4 kg/h de nitrógeno, con ello, el insumo primordial de la planta tiene un flujo de 10 038.0 kg/h de etanolamina.

En la planificación de la producción, se determinó que el tiempo del proceso es de $4\ 714 \pm 53$ s, lo que corresponde, aproximadamente, a una hora con veinte minutos.

En el análisis de costos de la planta, se estimó que el costo directo de adquisición e implementación es de 4 114 349.97 USD y, adicional a ello, que el costo de mantenimiento es de 3 697 770.66 USD por año, lo cual representa un valor accesible dentro de la industria de la refinación del petróleo.

La simulación en Chemcad 6.3.1 del proceso de reformado de naftas, permitió establecer a la reutilización de la corriente de hidrógeno recuperado como un efecto positivo en el número de octanaje de las naftas, puesto que originalmente este valor se incrementa de 61.5 a 87.2 octanos mientras que con la influencia de la corriente de hidrógeno recuperado el octanaje se incrementa de 61.5 a 90.3 octanos.

La elevación en el número de octano de naftas en el reformado tiene un ahorro del 10 % de nafta importada de octanaje 97 lo cual representa un ahorro anual de 24.94 millones USD, dichos resultados ratificaron la importancia ambiental y económica del proceso planteado

REFERENCIAS

Agencia Internacional de Energía. (2024). Global Hydrogen Review 2024. Recuperado de <https://www.ica.org/reports/global-hydrogen-review-2024> (Marzo, 2025)

Air Liquide. (2013). Enciclopedia de los gases. Recuperado de: <https://es.airliquide.com/documentacion/enciclopedia-de-los-gases-air-liquide> (Octubre, 2023)

Ashis, N. (2016). *Procesos Industriales de la Industria Petrolera*. (2ra. ed.). Oxford.

Austin, G. (2000). *Manual de Procesos Químicos en la Industria: Gases Industriales*. (2da. ed.). México.

Banco Central del Ecuador. (2022). Reporte del Sector Petrolero: IV Trimestre 2022. Recuperado de <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP202204.pdf> (Febrero, 2024)

Banco Central del Ecuador. (2023). Análisis del sector petrolero. Recuperado de <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP202301.pdf> (Febrero, 2024)

Banco Central del Ecuador. (2024). Análisis de la Proforma del Presupuesto General del Estado 2024. Recuperado de https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Administracion/ProformaPresupuesto_032024.pdf (Febrero, 2024)

Branan, C. (2000). *Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico*. (2da. ed.). México D.F.

Cengel, Y. (2007). *Transferencia de Calor y Masa: Un Enfoque Práctico*. (3ra. ed.). México D.F.

Cipití, F., Barbera, O., Briguglio, N., Giacoppo, G., Italiano, C. & Vita, A. (2015). *Design of Biogas Steam Reforming Reactor: A Modelling and Experimental Approach*. Messina.

Clavería, P., Lozano, M. & Sánchez, A. (2001). *Modelización y Simulación de Plantas Criogénicas de Separación de Aire con HYSYS*. Valencia.

Congreso Mundial del Hidrógeno. (2016). Informe General. Recuperado de: https://www.aragonhoy.es/uploads/files/2016/06/07/20160607_DOSIERPRENSAWHEC201620160606-3.pdf (Enero, 2024)

Couper, J., Roy, W., Fair, J. & Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. (3ra. ed.). Massachusetts.

Devold, H. (2015). *Oil and Gas Production Handbook: An Introduction to Oil and Gas Production*. (2da. ed.). New York.

Dubois, R. (2006). *Introducción a la Refinación del Petróleo*. (1ra. ed.). Buenos Aires.

Elkilani, A. Fahim, M. & Sahhaf, T. (2010). *Fundamentals Petroleum Refining*. (1ra. ed.). Amsterdam.

Geankoplis, C. (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles*. (4ta. ed.). New Jersey.

López, M. (2015). *Modelación y Simulación del Estado Estacionario de un Reactor de Reformación Catalítica de Naftas. (Proyecto para la obtención del título de Ingeniero Químico Petrolero)*. Instituto Politécnico Nacional, México D.F., México.

Meyers, R. (2004). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. (3ra. ed.). Chicago.

Mohaddecy, S., Zahedi, S., Sadighi, S. & Bonyad, H. (2006). *Reactor Modelling and Simulation of Catalytic Reforming Process*. Tehran.

PDVSA. (2009). Preparación de diagramas de proceso. Manual de Ingeniería de Diseño. Volumen 15. Recuperado de: <https://unefmdisenodeplantas.files.wordpress.com/2017/03/midl-tp1-150615205233-lva1-app6891.pdf> (Noviembre, 2023).

- Peters, M., Timmerhaus, K. & West, R. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (5ta. ed.). New York.
- Posso, F. & Sánchez, J. (2014). La Economía del Hidrógeno en el Ecuador: Oportunidades y Barreras. Recuperado de: <http://revistas.usfq.edu.ec/index.php/avances/article/view/187> (Diciembre, 2023)
- Quiñonez, R. (2015). *Incidencia en Pérdidas de Producto (Crudo Petrolero) en la Empresa Petroecuador EP Refinería Estatal Esmeraldas. (Proyecto para la obtención del título de Ingeniero Industrial)*. Universidad de Guayaquil, Guayaquil, Ecuador.
- Sinnott, R. & Towler, G. (2012). *Diseño en Ingeniería Química*. (1ta. ed.). Barcelona.
- Smith, H. & Sawistowski, W. (2010). *Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia*. (4ta. ed.). Madrid.
- Universidad Nacional de Jujuy. (2011). *Endulzamiento de Gas Natural, Eliminación de Contaminantes o Proceso de Endulzado: Simulación del Proceso*. Dialnet. Recuperado de <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4134741.pdf> (Octubre, 2023).
- Rojas, D. & Velosa, G. (2014). Sistema de Gestión de Mantenimiento Industrial. Recuperado de: http://www.academia.edu/8060384/Sistema_de_gestion_del_mantenimiento_industrial_PROYECTO_FINAL (Diciembre, 2023)

BIOGRAFÍAS



Andrea, Arias, nacida en Ecuador, realizó sus estudios de pregrado en la Escuela Politécnica Nacional (Ecuador) obteniendo el título de Ingeniera Química. Posee una Maestría en Ingeniería Ambiental por la Universidad de Valencia (España). Actualmente se encuentra realizando el doctorado en Ingeniería Química y Ambiental en la Universidad de Castilla – La Mancha (España). Su área de investigación se enfoca en la aplicación de tecnologías electroquímicas en procesos de remediación ambiental. Su estancia predoctoral la realizó en la Universidad Estatal de Arizona (Estados Unidos de América). Ha participado en varios congresos internacionales y ha realizado varias publicaciones en revistas de alto índice de impacto.



Lucía, Montenegro, Ingeniera Química, Magister en Ingeniería Ambiental ha sido docente por 24 años en la EPN de las cátedras de Transferencia de Calor, Control de la Contaminación del Aire entre otras. Cuenta con la Certificación de Evaluador de la Norma ISO 17025 para laboratorios. En referencia a las publicaciones las ha realizado en la “Revista Politécnica” y en la “1st International Conference on Water and Sustainability” con temas relacionados al Tratamiento de aguas y Remediación de Suelos. Ha dictado más de 20 seminarios y conferencias de Monitoreo Ambiental; y dirigido más de 40 proyectos de titulación en temas de Transferencia de Calor, Refinación del Petróleo y Contaminación Ambiental.



Marcelo, Cabrera Jara, Nacido el 05 de marzo de 1986 en Quito-Ecuador, Ingeniero Químico (Aprobado Cum Laude) de la Escuela Politécnica Nacional, Magíster en Gestión Ambiental por parte de la Universidad Internacional SEK. Ha trabajado en empresas dedicadas al medio ambiente como Incinerox y Chemeng. Experiencia Docente en la Escuela Politécnica Nacional y Universidad Internacional del Ecuador donde hasta la actualidad labora como docente de pregrado y posgrado en la Facultad de Ciencias Técnicas. Ha dirigido más de 20 proyectos de titulación en posgrado, referente a energías renovables. Ha realizado varias publicaciones en revistas indexadas LatinIndex y Scopus.

ANEXO 1

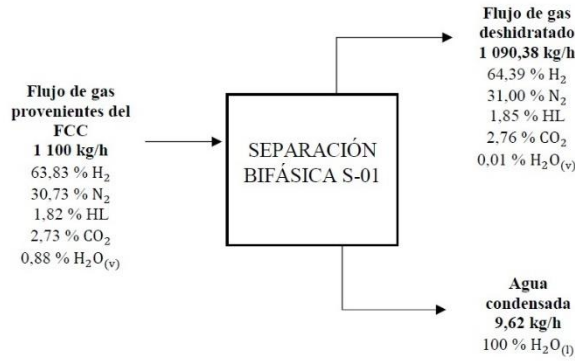


Figura 4. Balance de masa del separador bifásico S-01 (Elaboración: autores)

ANEXO 2

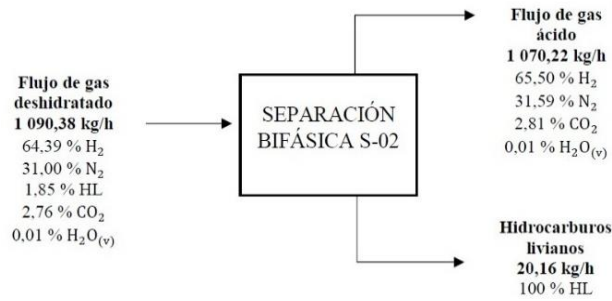


Figura 5. Balance de masa del separador bifásico S-02 (Elaboración: autores)

ANEXO 3

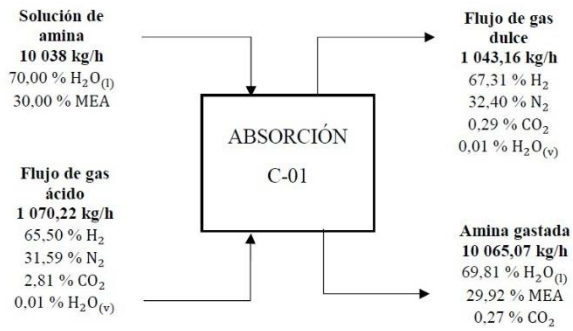


Figura 6. Balance de masa de la columna de absorción C-01 (Elaboración: autores)

ANEXO 4

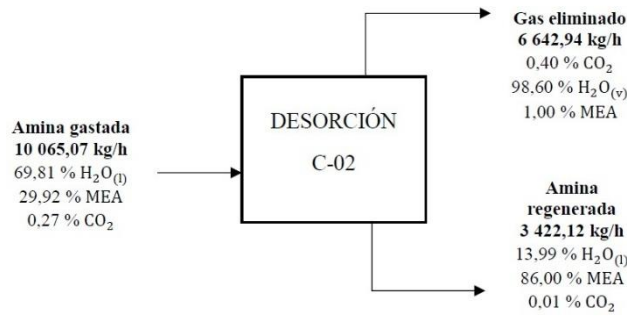


Figura 7. Balance de masa de la columna de desorción C-02
 (Elaboración: autores)

ANEXO 5

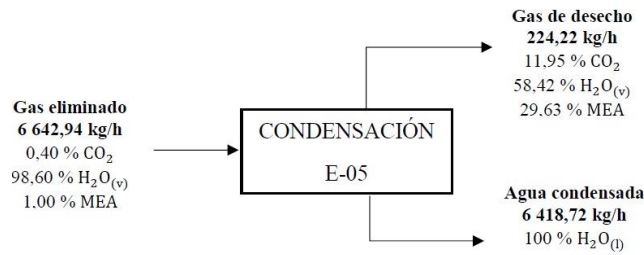


Figura 8. Balance de masa del condensador E-04
 (Elaboración: autores)

ANEXO 6

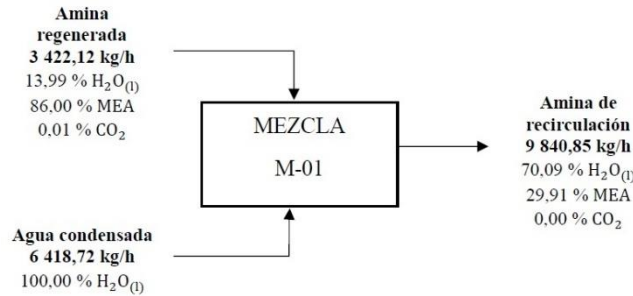


Figura 9. Balance de masa de la columna de absorción C-01
 (Elaboración: autores)

ANEXO 7

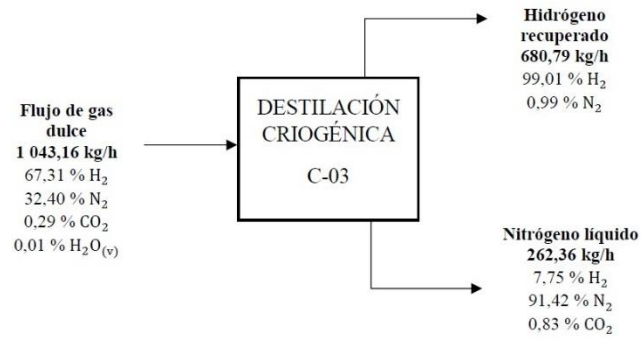


Figura 10. Balance de masa de la columna de destilación criogénica C-03
(Elaboración: autores)