



UNIVERSIDAD DE CUENCA

**Facultad de Ciencias Químicas
Carrera de Ingeniería Química**

**Propuesta de diseño de una planta de tratamiento de aguas amargas proveniente
de la refinación del petróleo aplicando el simulador Aspen Plus®**

Trabajo de Titulación previo a la obtención del
título de Ingeniero Químico

AUTOR:

Juan Fernando Moreno Delgado C.I 0105738306

DIRECTOR:

Mg. Jorge Washington Delgado Noboa C.I 0103599411

CUENCA – ECUADOR

Abril 2019



RESUMEN

El objetivo de este estudio es establecer una propuesta de diseño para una planta de tratamiento de aguas amargas aplicando el simulador de procesos Aspen Plus®. El agua amarga es el efluente de algunos de los procesos fundamentales dentro de la refinación del petróleo, como son: el craqueo catalítico fluido, hidrotratamiento, hidrosulfuración y viscorreducción. La misma contiene elevados porcentajes de amoníaco y ácido sulfhídrico, por lo que para eliminarla a fuentes naturales es imprescindible realizar un tratamiento en el cual se separen dichos compuestos.

Para la simulación se estableció una capacidad de 36000 kg/h de agua amarga con una concentración de 5000ppm de amoníaco y 1000ppm de ácido sulfhídrico en base a datos recopilados en la visita técnica realizada a la Refinería Estatal de Esmeraldas. Para la simulación se utilizó el modelo termodinámico NRTL.

El equipo clave para cumplir el objetivo de remover los contaminantes del agua amarga es la columna agotadora, la misma que inicialmente se diseñó con un modelo básico DSTWU para obtener parámetros necesarios como el número de etapas, etapa de alimentación y servicio de calentamiento en el rehervidor. Una vez obtenidos los parámetros iniciales se diseñó una columna rigurosa RADFRAC de 21 etapas, con la alimentación en la etapa 8, sin condensador y con rehervidor tipo termosifón, de la cual el agua desfleada sale con una concentración de 0,0137ppm de NH_3 y $2,1290\text{e-}13$ ppm de H_2S cumpliendo de tal manera lo establecido en la NORMA ECUATORIANA DE CALIDAD AMBIENTAL Y DESCARGA DE EFLUENTES.

Palabras claves: Agua. Amarga. Aspen Plus. Simulación. Petróleo.



ABSTRACT

The aim of this research is a design proposal for a sour water treatment plant applying the Aspen Plus® process simulator. Bitter water is the effluent of some of the fundamental processes within oil refinement, such as: fluid catalytic cracking, hydro-treatment, hydrodesulphurization and visco-reduction. Bitter water has a high percentage of ammonia and sulfuric acid that in order to be eliminated into natural sources must first undergo treatment in which said components are separated.

For the simulation a bitter water capacity of 36000 kg/h was established with an ammonia concentration of 5000ppm and a sulfuric acid concentration of 1000ppm based on data gathered on our technical visit at the Esmeraldas State Refinery. For the simulation the NRTL thermodynamic model was used.

The key equipment to accomplish the goal of removing contaminants from bitter water is the exhaust column, which was initially designed from a basic model DSTWU to obtain the necessary parameters, such as the number of stages, supply stage, reflux and warming service in the reboiler. Once the initial parameters had been obtained a 21 stage RADFRAC rigorous column was designed, with supply at stage 8, without a condenser and with a thermosiphon reboiler, from where the scrubbed water exits with a NH_3 concentration of 0,0137ppm and $2,1290\text{e-}13$ ppm of H_2S , which complies with what is established in the ECUADORIAN NORMS FOR ENVIRONMENTAL QUALITY AND DISCHARGES OF EFFLUENTS.

Keywords: Water. Bitter. Aspen Plus. Simulation. Petroleum.



ÍNDICE DE CONTENIDO

RESUMEN	2
ABSTRACT.....	3
ÍNDICE DE FIGURAS	7
ÍNDICE DE TABLAS	10
INDICE DE ECUACIONES.....	12
NOMENCLATURA	13
DEDICATORIA.....	16
AGRADECIMIENTOS.....	17
1. INTRODUCCIÓN	18
2. CONTENIDO TEÓRICO	22
2.1. PETRÓLEO.....	22
2.1.1. Generalidades.....	22
2.1.2. Características del Petróleo.....	25
2.1.2.1. Clasificación de acuerdo a su composición química	25
2.1.2.1.1. Parafínico	26
2.1.2.1.2. Nafténico.....	26
2.1.2.1.3. Asfáltico.....	26
2.1.2.1.4. Mixtos	26
2.1.2.2. Clasificación de acuerdo a su densidad	27
2.1.2.3. Clasificación de acuerdo a la presencia de azufre	28
2.1.2.3.1. Dulce.....	28
2.1.2.3.2. Agrio	29
2.1.3. Refinación del petróleo.....	29
2.1.3.1. Proceso de Refinación del Petróleo	30
2.1.3.1.1. Tratamientos Previos	31
2.1.3.1.2. Unidades de destilación atmosférica y estabilización de naftas	32
2.1.3.1.3. Unidad de destilación al vacío	34



2.1.3.1.4. Unidad Viscosreductora	35
2.1.3.1.5. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido	35
2.1.3.1.6. Unidad hidrotratadora de naftas pesadas (HDT)	36
2.1.3.1.7. Unidad de reformado catalítico.....	37
2.1.3.1.8. Unidad hidrodesulfuradora de diésel (HDS).....	38
2.1.3.1.9. Otros procesos.....	39
2.2. PRODUCCIÓN Y REFINACIÓN DEL PETRÓLEO EN ECUADOR.....	40
2.3. AGUAS RESIDUALES EN LAS REFINERÍAS DE PETRÓLEO	41
2.4. AGUAS AMARGAS	42
2.5. AMONIACO	43
2.6. ÁCIDO SULFHÍDRICO	44
2.7. PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	45
2.7.1. Generalidades.....	45
2.7.2. Proceso.....	46
2.7.2.1. Columna de Agotamiento	47
2.7.2.1.1. Proceso químico para la separación.....	49
2.8. NORMATIVA AMBIENTAL ECUATORIANA	49
2.9. DISEÑO DE PROCESOS	50
2.10. SIMULACIÓN DE PROCESOS.....	51
2.10.1. Aplicación de la Simulación de Procesos	52
2.10.2. Ventajas y desventajas de la Simulación de Procesos	53
2.11. SIMULADORES DE PROCESOS	53
2.12. ASPEN PLUS®.....	54
2.13. MODELOS TERMODINÁMICOS.....	55
3. METODOLOGÍA	57
3.1. PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA.....	57
3.1.1. Antecedentes	57
3.1.2. Bases de diseño	57
3.1.3. Contaminantes en el agua amarga	59
3.2. PASOS PARA LA SIMULACIÓN DEL PROCESO	60
3.2.1. Diagrama de proceso	60
3.2.1.1. Descripción del diagrama de proceso	61
3.2.2. Simulación del proceso	64



3.2.2.1. Selección del modelo para el cálculo de las propiedades termodinámicas	65
3.2.2.2. División del proceso en secciones y selección de los equipos necesarios.....	72
3.2.2.3. Definición de características de las corrientes de entrada	74
3.2.2.4. Especificaciones de los equipos y condiciones de operación	75
3.2.2.4.1. Separación de agua amarga.....	75
3.2.2.4.2. Acumulación de agua amarga.....	77
3.2.2.4.3. Precalentamiento de carga para columna agotadora.....	78
3.2.2.4.4. Separación de los contaminantes del agua.....	81
3.2.2.4.5. Enfriamiento del reflujo.....	88
3.2.2.4.6. Condiciones de las corrientes de salida de la planta.....	89
3.2.2.5. Análisis económico.....	92
4. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	94
4.1. RESULTADOS DE LAS CORRIENTES EN LA PLANTA	94
4.2. RESULTADOS DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA	102
4.3. RESULTADOS DEL ANÁLISIS ECONÓMICO	111
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	114
5.1. CONCLUSIONES.....	114
5.2. RECOMENDACIONES	115
REFERENCIAS.....	117
ANEXOS.....	126
ANEXO 1. FOTOGRAFÍAS DE LA VISITA REALIZADA A LA REFINERÍA ESTATAL DE ESMERALDAS.....	126



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Principales clasificaciones del petróleo.....	25
Figura 2. Proceso general de una refinería.	31
Figura 3. Proceso en la unidad de destilación atmosférica.	33
Figura 4. Proceso en la unidad de destilación al vacío.	34
Figura 5. Proceso de hidrodesulfuración.	39
Figura 6. Esquema de una columna agotadora para el tratamiento de agua amarga.	48
Figura 7. Esquema para el diseño de procesos.	51
Figura 8. Metodología para la simulación del proceso.....	60
Figura 9. Diagrama básico del proceso de tratamiento de aguas amargas.....	61
Figura 10. Pasos iniciales para la simulación en Aspen Plus®.	64
Figura 11. Ventana para la selección de componentes en Aspen Plus®.	65
Figura 12. Selección del modelo termodinámico en Aspen Plus®.	66
Figura 13. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico (I Parte).....	68
Figura 14. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico (II Parte). ..	69
Figura 15. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico.....	70
Figura 16. Ingreso del modelo seleccionado en el simulador de procesos.	71
Figura 17. Validación de las interacciones binarias en el simulador Aspen Plus®.....	72
Figura 18. Model Palette de Aspen Plus®.....	74
Figura 19. Especificación de las condiciones de alimentación.....	74
Figura 20. Detalle de las corrientes del tanque separador de agua amarga EQ1.....	75
Figura 21. Detalle de las corrientes de la bomba EQ2.....	76
Figura 22. Detalle de las corrientes del tanque acumulador de agua amarga EQ3.....	77
Figura 23. Especificaciones para el tanque EQ3 ingresadas en el simulador de procesos.	77
Figura 24. Detalle de las corrientes de la bomba EQ4.....	78
Figura 25. Detalle de las corrientes del intercambiador de calor EQ5.	78
Figura 26. Especificaciones para el intercambiador de calor EQ5 ingresadas en Aspen Plus®.....	79
Figura 27. Distribución de las corrientes de la válvula (EQ6).....	80
Figura 28. Especificaciones para la válvula EQ6 ingresadas en Aspen Plus®.	80



Figura 29. Selección de la columna en Aspen Plus® utilizando el modelo corto DSTWU.	81
Figura 30. Distribución de las corrientes para la columna del modelo corto DSTWU. .	81
Figura 31. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna del modelo corto DSTWU.	82
Figura 32. Selección de la columna STRIP2 en Aspen Plus® para la planta de tratamiento de aguas amargas.	84
Figura 33. Distribución de las corrientes de la columna agotadora (EQ7).	84
Figura 34. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (I parte).	85
Figura 35. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (II parte).	86
Figura 36. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (III parte).	87
Figura 37. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (IV parte).	87
Figura 38. Distribución de las corrientes para la bomba (EQ8).	88
Figura 39. Distribución de las corrientes para el aerofriador (EQ9).	88
Figura 40. Parámetros ingresados en el simulador para el aerofriador (EQ9).	89
Figura 41. Distribución de las corrientes de la bomba (EQ10).	90
Figura 42. Diagrama detallado del proceso de tratamiento de aguas amargas ingresado en Aspen Plus®.	91
Figura 43. Ingreso de especificaciones para el análisis económico en Aspen Plus®.	92
Figura 44. Distribución de los tubos del intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus®.	106
Figura 45. Diagrama de los cabezales y casco para el intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus® de acuerdo a la nomenclatura TEMA.	106
Figura 46. Plano del intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus®.	106
Figura 47. Diagrama de las fracciones másicas del agua, ácido sulfhídrico y amoniaco a lo largo de la columna.	107
Figura 48. Diagrama de la fracción másica del agua a lo largo de la columna.	108
Figura 49. Diagrama de la fracción másica del ácido sulfhídrico a lo largo de la columna.	109



Figura 50. Diagrama de la fracción másica del amoniaco a lo largo de la columna. ...	109
Figura 51. Fotografía tomada en el área de capacitación de la Refinería Estatal de Esmeraldas.	126
Figura 52. Fotografía de la vista general de la Refinería Estatal de Esmeraldas.	126
Figura 53. Fotografía de la vista lateral de las unidades de Refinería Estatal de Esmeraldas.	127
Figura 54. Fotografía de las unidades desaladoras en la Refinería Estatal de Esmeraldas.	127
Figura 55. Fotografía de la unidad de destilación atmosférica en Refinería Estatal de Esmeraldas.	128
Figura 56. Fotografía de unidades de lavado cáustico en la REE.	128



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Producción de petróleo en el mundo	23
Tabla 2. Consumo de petróleo en el mundo	24
Tabla 3. Reservas probadas de petróleo en el mundo.....	24
Tabla 4. Clasificación del petróleo de acuerdo a su densidad	28
Tabla 5. Propiedades físicas del amoniaco	44
Tabla 6. Propiedades físicas del ácido sulfhídrico.....	45
Tabla 7. Concentración de los contaminantes para la simulación	60
Tabla 8. Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en un simulador.....	67
Tabla 9. Secciones del proceso y equipos seleccionados para la simulación	73
Tabla 10. Especificación del tanque separador de agua amarga.....	75
Tabla 11. Especificación de bomba centrífuga EQ2.....	76
Tabla 12. Especificación de bomba centrífuga EQ4.....	78
Tabla 13. Especificación del intercambiador de calor EQ5.....	79
Tabla 14. Resultados obtenidos en Aspen Plus® para el modelo corto DSTWU	83
Tabla 15. Resultados de las corrientes S2 y S3 en la simulación del modelo corto DSTWU	83
Tabla 16. Descripción de cada corriente para la columna por el método riguroso.....	85
Tabla 17. Especificación de bomba centrífuga EQ8.....	88
Tabla 18. Especificación de bomba centrífuga EQ10.....	90
Tabla 19. Resultado de las condiciones de cada corriente en la simulación.....	95
Tabla 20. Resultado de las condiciones de cada corriente en la simulación.....	96
Tabla 21. Concentración de los contaminantes el día 13 de diciembre del 2018 en REE	99
Tabla 22. Resultado de cada corriente para las condiciones de REE (13 diciembre 2018)	100
Tabla 23. Resultado de cada corriente para las condiciones de REE (13 diciembre 2018)	101
Tabla 24. Resultados del tanque separador de agua amarga EQ1	102
Tabla 25. Resultados de la bomba centrífuga EQ2.....	102
Tabla 26. Resultados del tanque acumulador de agua amarga EQ3	103



Tabla 27. Resultados de la bomba centrífuga EQ4.....	103
Tabla 28. Resultados del intercambiador de calor EQ5.....	104
Tabla 29. Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de los tubos).....	104
Tabla 30. Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de la coraza).....	104
Tabla 31. Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de los deflectores)..	105
Tabla 32. Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de las boquillas lado coraza).....	105
Tabla 33. Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de las boquillas lado tubos)	105
Tabla 34. Resultados de la columna EQ7	107
Tabla 35. Resultados de la bomba centrífuga EQ8.....	110
Tabla 36. Resultados del aerofriador EQ9	110
Tabla 37. Resultados de la bomba centrífuga EQ10.....	111
Tabla 38. Resultados del análisis económico de cada equipo obtenido en Aspen Plus®	112
Tabla 39. Resumen general del análisis económico obtenido en Aspen Plus®	113



INDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Equilibrio del amoniaco y ácido sulfhídrico. 49



NOMENCLATURA

m_1	Masa del petróleo
v_1	Volumen del petróleo
ρ_1	Densidad del petróleo
m_2	Masa del agua amarga
v_2	Volumen del agua amarga
ρ_2	Densidad del agua amarga



Cláusula de licencia y autorización para publicación en el Repositorio Institucional

Juan Fernando Moreno Delgado en calidad de autor y titular de los derechos morales y patrimoniales del trabajo de titulación "*Propuesta de diseño de una planta de tratamiento de aguas amargas proveniente de la refinación del petróleo aplicando el simulador Aspen Plus®*", de conformidad con el Art. 114 del CÓDIGO ORGÁNICO DE LA ECONOMÍA SOCIAL DE LOS CONOCIMIENTOS, CREATIVIDAD E INNOVACIÓN reconozco a favor de la Universidad de Cuenca una licencia gratuita, intransferible y no exclusiva para el uso no comercial de la obra, con fines estrictamente académicos.

Asimismo, autorizo a la Universidad de Cuenca para que realice la publicación de este trabajo de titulación en el repositorio institucional, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Cuenca, 29 de abril del 2019

Juan Fernando Moreno Delgado

C.I. 0105738306



Cláusula de Propiedad Intelectual

Juan Fernando Moreno Delgado, autor del Trabajo de Titulación “*Propuesta de diseño de una planta de tratamiento de aguas amargas proveniente de la refinación del petróleo aplicando el simulador Aspen Plus®*”, certifico que todas las ideas, opiniones y contenidos expuestos en la presente investigación son de exclusiva responsabilidad de su autor.

Cuenca, 29 de abril del 2019

A handwritten signature in blue ink, appearing to read "Juan Fernando Moreno Delgado", written over a horizontal line.

Juan Fernando Moreno Delgado

C.I. 0105738306



DEDICATORIA

Este logro va dedicado a mi padre, el ser a quien más he admirado toda mi vida, quien, con sacrificio y apoyo incondicional, ha sido mi compañero, y consejero de la vida, ha sido quien día a día con sus exigencias, retas y valores ha formado al ser humano y profesional en quien me he convertido.

Con todo mi amor a mi adorada madre, por su cariño, su ternura, y su sacrificio; quien ha estado siempre a mi lado, en buenos y malos momentos, en cada lloro y cada sonrisa, desde los más grandes triunfos hasta los peores fracasos, compañera de cada logro y cada derrota. Aquella mujer que todos los días de su vida me ha inculcado valores y me ha ayudado a ser una persona de bien.

A mis hermanos Pedro, Paula y Camila, quienes son mi inspiración constante para triunfar y ser una mejor persona.

A mis tíos, con quienes he compartido toda mi vida y han sido como mis hermanos, gracias por su apoyo y cariño.

A mis abuelos, que todos los días de mi vida siempre han estado a mi lado, por su apoyo, cariño y amor, gracias por haber sido siempre como mis padres.

A Tamara, quien ha estado a mi lado en momentos de felicidad y en momentos difíciles, quien siempre ha estado para apoyarme y para cumplir cada uno de mis sueños, aquella mujer que me ha enseñado a vivir y disfrutar de los pequeños detalles de la vida.

Juan Fernando Moreno Delgado



AGRADECIMIENTOS

Ante todo, quiero agradecer a Dios, por darme la vida y ser quien está conmigo en cada momento, quien me cuida y me ha llevado por el camino del bien; agradecerle por permitirme disfrutar de este momento al cual se ha llegado única y exclusivamente con mucho esfuerzo, dedicación y esmero.

Agradezco infinitamente hoy y siempre a mis padres, que han sido mis amigos y consejeros durante toda la vida, gracias por haber estado a mi lado siempre brindándome su cariño y apoyo incondicional.

Quiero brindar mi más sincero agradecimiento al Mgt. Jorge Delgado, director de tesis que con mucho esfuerzo y dedicación ha brindado todo su conocimiento para la culminación de este trabajo de titulación, quien con exigencia ha sabido guiar y corregir para obtener los mejores resultados. De igual manera infinitas gracias por su apoyo absoluto durante mi movilidad estudiantil en la Universidad Nacional Autónoma de México.

También quiero agradecer a todas aquellas personas que me permitieron realizar el intercambio estudiantil a la UNAM, que sin duda fue una experiencia sin igual, y fue un paso para los sueños que aún tengo por cumplir. Agradecer muy fuertemente a la Mgt. Alexandra Guanuchi quien desde su rol como docente y directora de carrera supo aconsejarme y brindarme todo su apoyo en cada uno de los momentos a lo largo de la carrera de Ingeniería Química.

Agradecer a los todos aquellos docentes de la carrera de Ingeniería Química que siempre han buscado educar y formar grandes profesionales, de igual forma agradezco a todos aquellos profesores de la UNAM quienes sin duda aparte de grandes docentes e investigadores son magníficos seres humanos.

En general, quiero agradecer a cada una de las personas que han estado a lo largo de este proceso y desde el rol que les haya tocado siempre han sido y serán importantes en mi vida, gracias a toda mi familia, y amigos que sin duda han vivido muy de cerca la realización de este trabajo, gracias por haberme brindado siempre su colaboración, cariño y amistad.

1. INTRODUCCIÓN

El petróleo ha sido el recurso energético más importante en la historia de la humanidad, y en la actualidad a pesar de existir nuevas fuentes de energía, los derivados del petróleo siguen en la cima de las exigencias de la sociedad, por lo cual las plantas de refinación de crudo son imprescindibles para obtener los productos que satisfagan las necesidades de la población (Energy Information Administration, 2018).

En dichas plantas luego de procesos como el hidrotreatmento, hidrodesulfuración, viscorreducción y craqueo catalítico fluido se tiene efluentes con elevados niveles de amoníaco y ácido sulfhídrico, los cuales son conocidos como aguas amargas (Aburto, Rojas-Avelizapa, & Quintero-Ramírez, 2003; Pilatásig Síchique, 2017).

Debido al elevado porcentaje de contaminantes tóxicos y dañinos en las aguas amargas, es de vital importancia una planta de tratamiento para retirarlos antes de que el agua sea eliminada al ambiente o ingrese a un reproceso. La descarga en la mayoría de las refinerías del país y del mundo se realiza a ríos cercanos a la zona en la que se encuentra ubicado el complejo industrial.

Los principales componentes de las aguas amargas son amoníaco y ácido sulfhídrico, sin embargo, no son los únicos ya que puede presentar otros compuestos en menor cantidad como los cloruros, fenoles, hidrocarburos, entre otros. Estos compuestos como se encuentran en proporciones bajas no son objeto de estudio porque cumplen directamente con las exigencias ambientales.

De tal manera el tratamiento de las aguas amargas va directamente enfocado a la eliminación del NH_3 y H_2S , por su olor desagradable y sobre todo por su toxicidad para organismos vivos y ecosistemas (Pilatásig Síchique, 2017).

De acuerdo a la Norma Ecuatoriana de Calidad Ambiental y de descarga de efluentes del recurso agua, dentro de los criterios de calidad de aguas para preservación de flora y fauna en aguas dulces frías o cálidas, en aguas marinas y de estuarios se indica que el límite



máximo permisible para el ácido sulfhídrico es de 0,0002mg/l mientras que el del amoniaco es de 0,02 mg/l (MINAM, 2017).

En el Ecuador existen tres refinerías en donde se obtienen productos derivados del petróleo, la refinería de Esmeraldas, la refinería de la Libertad y el Complejo Industrial Shushufindi, cada uno de estos centros de procesamiento tiene su propia capacidad operativa, en los cuales luego de algunos procesos específicos de refinación se obtiene aguas amargas como efluentes.

La refinería de Esmeraldas es la más grande e importante del país, ya que tiene una capacidad operativa de 110000 barriles diarios de petróleo y cuenta con procesos de destilación atmosférica, destilación al vacío, craqueo catalítico fluido, viscorreducción, hidrotratamiento, reformación catalítica, hidrosulfuración, así como procesos de recuperación de azufre, tratamiento de jet fuel, tratamiento de gases y aguas amargas, entre otros. Los principales productos obtenidos en esta planta son: naftas, gasolinas, jet fuel, diésel, fuel oil, asfalto, cemento asfáltico, y GLP (Chamorro & Monard, 2013).

La refinería de la Libertad fue la primera del Ecuador, la cual se instaló en 1940 por Anglo Ecuadorian Oilfields, y luego de diversas modificaciones desde su construcción en la actualidad está diseñada para procesar 45000 barriles diarios de petróleo. Esta refinería procesa crudos cuyo grado API es mayor al de la refinería de Esmeraldas, es decir procesa un petróleo del Oriente que tiene entre 27 y 28° API y el crudo de Ancón que se encuentra entre 34 y 35° API. Dentro del complejo de la Libertad se tiene tres plantas las cuales son: Parsons, Universal y Cautivo, cada una con diferentes capacidades, pero en todas ellas se da únicamente el proceso de destilación atmosférica (Caiza, 2011). Los principales productos que se obtienen en esta refinería son: GLP, diésel, gasolinas, fuel oil, solvente (rubber solvent), combustible para motores de dos tiempos, mineral turpentine, spray oil y absorber oil (Pizarro, 2016).

El Complejo Industrial Shushufindi se encuentra ubicado en la provincia de Sucumbíos, y está conformado por dos plantas:



Planta de gas Shushufindi: está diseñada para aprovechar el gas natural asociado al crudo proveniente de los pozos petroleros. La máxima carga de la planta es de 25 millones de pies cúbicos de gas y tiene la capacidad para producir hasta 500 toneladas métricas por día de GLP y 2800 barriles por día de gasolina (Chamorro & Monard, 2013).

Refinería Amazonas: posee en la actualidad una capacidad operativa de 20000 barriles diarios de petróleo, para lo cual cuenta con dos unidades de destilación atmosférica. En esta refinería se obtienen productos como: diésel, gasolinas, jet fuel y residuo (Hidalgo, 2007).

El diseño de una planta industrial es un proyecto complejo y arriesgado en términos técnicos y económicos, puesto que se cuenta con gran cantidad de variables y por tanto pueden existir errores al momento de poner en funcionamiento la industria, de tal manera en la actualidad es imprescindible el uso de softwares especializados para disminuir el margen de error y tener diseños más acordes a la realidad.

Por otra parte, hoy en día el uso de softwares que permitan simular, diseñar, calcular y resolver balances de materia y energía son fundamentales previo a la construcción de cualquier proyecto industrial con el afán de tener mejores predicciones de lo que sucederá al montar la infraestructura y equipos. Para este objetivo actualmente existen diferentes simuladores, entre los cuales los más conocidos e importantes son: Aspen Hysys, ChemCAD, Speedup, ChemShare, Dynaplus, Unisim, Aspen Plus®, entre otros.

Aspen Plus® es un simulador que está orientado a la industria química y petroquímica, en el cual se puede diseñar y simular plantas industriales completas, para en base a modelos termodinámicos y propiedades fisicoquímicas de compuestos, analizar procesos y operaciones unitarias con la finalidad de obtener productos a partir de ciertas materias primas. Este simulador de igual forma posibilita la variación de condiciones de operación de cada equipo para obtener modelos óptimos; adicionalmente permite realizar análisis de sensibilidad de las variables, obtener especificaciones de diseño y el análisis económico de la industria propuesta, así como de los gastos energéticos, y de servicios (AL-MALAH, 2017; Benitez, Gutierrez, Ruiz, & Erdmann, 2015).



De esta manera en el presente proyecto se plantea el diseño, simulación, cálculo y balances de una planta de tratamiento de aguas amargas provenientes de la refinación del petróleo con el afán de disminuir las concentraciones de amoníaco y ácido sulfhídrico. Además, para obtener diversos resultados se podrán manipular las variables con el objetivo que el agua residual del proceso de refinación del petróleo cumpla con los límites indicados por la norma ecuatoriana.

Finalmente, el proyecto busca aplicar el software Aspen Plus® para simular el proceso de tratamiento de aguas amargas, y por medio de la manipulación de variables y parámetros de operación tener una aproximación muy real y cercana a lo que sucedería en la planta el momento de su construcción, considerando el incremento de la producción de barriles diarios de petróleo generados en los últimos años.

2. CONTENIDO TEÓRICO

2.1. Petróleo

El petróleo es una mezcla muy compleja de hidrocarburos, entre los cuales se encuentran las parafinas, naftenos y aromáticos, que posterior a la extracción deben ser procesados para convertirse en productos con valor agregado. La composición elemental del petróleo presenta alrededor del 84 al 87% de carbono, del 11 al 14% de hidrógeno, de azufre del 0 al 2% y de nitrógeno alrededor del 0,2% (Aburto et al., 2003; Barker, Robbins, Hsu, & Drew, 2005).

La palabra petróleo etimológicamente proviene de las voces latinas “*petro*” que significa roca y “*oleum*” que significa aceite, en base a lo cual es un aceite de roca por encontrarse aprisionado entre piedras. Para la formación del petróleo se han propuesto algunas teorías, entre las cuales se encuentran:

Teoría del origen inorgánico del petróleo: basado en reacciones de carburos metálicos con agua a elevadas temperaturas para formar acetileno el cual, al condensarse, genera los hidrocarburos (Pérez, 2012).

Teoría del origen orgánico del petróleo: basado en la formación a través de residuos vegetales y/o animales (Pérez, 2012).

En general, la formación de pozos petroleros está relacionado con la acumulación de restos de vida terrestre y marina en lodos y materiales sedimentarios, que debido a la descomposición durante millones de años se transformaron en hidrocarburos gracias a la presión y elevadas temperaturas (García & Morato, 2018).

2.1.1. Generalidades

Hoy en día la principal fuente de energía a nivel mundial sigue siendo el petróleo, el mismo que ha permitido el desarrollo de las naciones y de la humanidad. De igual manera ha sido tan anhelado que ha provocado grandes conflictos bélicos, pero sin duda el

petróleo por largo tiempo y hasta la actualidad es un factor clave en las distintas economías mundiales, teniendo repercusiones directas sobre las políticas de cada país (bP Global, 2018; Chorkendorff & Niemantsverdriet, 2005; Romo, 2016).

La economía de países como México, Venezuela, Ecuador, Qatar, Arabia Saudita, Emiratos Árabes Unidos, Irán, entre otros, dependen de la producción petrolera. En el bp Statistical Review of World Energy de junio del 2018 se presenta la lista de países productores de petróleo con las cantidades respectivas de barriles diarios, de los cuales los más importantes se mencionan en la tabla 1 (bP Global, 2018).

Tabla 1
Producción de petróleo en el mundo

Países	Producción de Petróleo (millones de barriles diarios)
Estados Unidos	13,06
Canadá	4,83
México	2,22
Brasil	2,73
Venezuela	2,11
Colombia	0,85
Ecuador	0,53
Arabia Saudita	11,95
Emiratos Árabes Unidos	3,93
Irán	4,98
Iraq	4,52
Qatar	1,92

Fuente: (bP Global, 2018).

Si bien la economía de todos los países mencionados en la tabla 1 se basa en la producción de petróleo, para entender completamente el contexto de la venta y compra del crudo se menciona la tabla 2, en donde se encuentra el consumo de petróleo de los mismos países. De tal manera se puede analizar claramente que países tienen la capacidad de exportar petróleo y cuales tienen la necesidad de importar.

Tabla 2
Consumo de petróleo en el mundo

Países	Consumo de Petróleo (millones de barriles diarios)
Estados Unidos	19,88
Canadá	2,43
México	1,91
Brasil	3,02
Venezuela	0,51
Colombia	0,34
Ecuador	0,24
Arabia Saudita	3,92
Emiratos Árabes Unidos	1,00
Irán	1,82
Iraq	0,79
Qatar	0,35

Fuente: (bP Global, 2018).

Por otra parte, se presenta la tabla 3, en donde se indica las reservas probadas de petróleo para los mismos países de las tablas 1 y 2 hasta finales del año 2018. En base a esta tabla se puede evidenciar los países que tienen potencial petrolero para utilizarlo dentro de sus economías en el futuro.

Tabla 3
Reservas probadas de petróleo en el mundo

Países	Reservas probadas de petróleo (millones de barriles)
Estados Unidos	50000
Canadá	168900
México	7200
Brasil	12800
Venezuela	303200
Colombia	1700
Ecuador	8300
Arabia Saudita	266200
Emiratos Árabes Unidos	97800
Irán	157200
Iraq	148800
Qatar	25200

Fuente: (bP Global, 2018).

2.1.2. Características del Petróleo

En el mundo existen alrededor de 161 zonas petroleras, y en cada una de estas el petróleo tiene sus propias características. Al ser el crudo una mezcla de hidrocarburos las características estarán dadas principalmente por la presencia de diversas cantidades de los elementos químicos, tanto orgánicos como inorgánicos. Las características principales del petróleo son: color, olor, densidad, índice de refracción, coeficiente de expansión, punto de ebullición y congelación, poder calorífico, viscosidad, entre otros (Chamorro & Monard, 2013).

En base a las características antes mencionadas se puede determinar el tipo de petróleo, de acuerdo a la propiedad que se considere primordial. Por tanto, se puede clasificar como se observa en la figura 1.

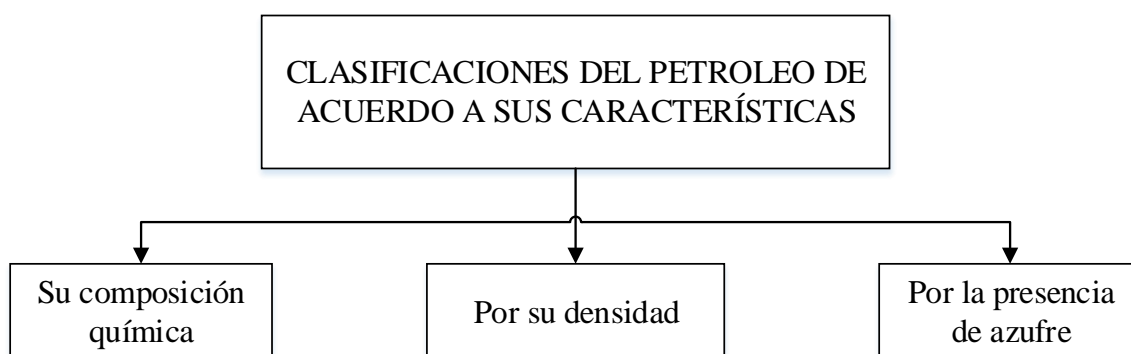


Figura 1. Principales clasificaciones del petróleo.
Fuente: (Comunidad Petrolera, 2018).

2.1.2.1. Clasificación de acuerdo a su composición química

Cada crudo de petróleo es único y presenta una mezcla de distintos tipos de componentes químicos, la mayoría son orgánicos compuestos por átomos de hidrógeno y carbono. Sin embargo, se pueden encontrar también importantes cantidades de otros elementos como: azufre, nitrógeno y algunos metales como vanadio y níquel (Barker et al., 2005).

Las diferentes propiedades físicas y químicas del crudo dependen tanto de la cantidad de componentes químicos, de la combinación de los mismos para formar elementos más



complejos y de la naturaleza de los enlaces químicos entre ellos. De tal manera existen cuatro subclases (ICCT, 2011).

2.1.2.1.1. Parafínico

Este crudo tiene como su componente primordial a la parafina, presenta un color claro, es muy fluido, posee elevados puntos de congelación, es fácil de evaporar y por lo general es más liviano que el agua. Tiene elevados rendimientos de nafta, la cual es utilizada para obtener solventes de pintura, gasolinas, aceites, queroseno y lubricantes. Posee también bajos contenidos de azufre (Estrada et al., 2009; Rojas, 2012).

2.1.2.1.2. Nafténico

El crudo nafténico tiene como componentes trascendentales a los naftenos y a los hidrocarburos aromáticos. Es muy viscoso y obscuro, tiene bajo contenido de azufre, bajos puntos de congelación y presenta gran cantidad de residuos luego de la refinación, es empleado principalmente para la producción de lubricantes (C. Carrasco, 2002; Comunidad Petrolera, 2018; De la Cruz, 2016).

2.1.2.1.3. Asfáltico

Este crudo presenta altos rendimientos en residuo; el azufre y metales se encuentran en cantidades elevadas, presenta una coloración negra, viscosidad y densidad alta y además es fácil de solidificar. Del crudo asfáltico se extraen muy bajas cantidades de gasolina y aceite combustible, sin embargo, deja residuos como el asfalto (Rojas, 2012).

2.1.2.1.4. Mixtos

Los petróleos mixtos son un estado intermedio, con presencia de compuestos parafínicos, nafténicos y asfálticos. Exhiben características y rendimientos entre las tres categorías anteriores y son los más comunes, ya que en la mayoría de los casos los crudos presentan una mezcla de compuestos parafínicos, nafténicos y asfálticos (Comunidad Petrolera, 2018; De la Cruz, 2016).



2.1.2.2. Clasificación de acuerdo a su densidad

Para clasificar el petróleo de acuerdo a su densidad es utilizada la gravedad API (siglas de American Petroleum Institute) que describe cuan liviano o pesado es el crudo y se lo compara con el agua a temperaturas iguales. Los valores de la gravedad API varían inversamente con la densidad, es decir, si el crudo es más liviano se tendrán los grados API más altos (Coker, 2018).

Los crudos más pesados, es decir, con menor grado API presentan mayores cantidades de moléculas grandes, para lo cual se necesitan mayores procesos para obtener moléculas pequeñas, o son utilizados como combustibles industriales o asfalto; estos a su vez no son muy apetecidos en el mercado y tienen precios bajos (Speight, 2015).

Por el contrario, los crudos livianos con grado API mayor presentan una proporción considerable de moléculas pequeñas y en las refinerías se pueden convertir en gasolinas, diésel, etc. Estos crudos son más fáciles de procesarlos y se necesitan menos operaciones, por lo tanto son más cotizados y los precios son mucho más altos (M. Nava, 2016).

En la tabla 4 se describe la clasificación del crudo de acuerdo a la densidad y se especifican las principales características de cada uno de ellos.

Tabla 4
Clasificación del petróleo de acuerdo a su densidad

	Extra pesado	Pesado	Mediano	Liviano
Grados API	Menores a 10	10 – 21,9	22 – 29,9	Mayores a 30
Características	Difícil de transportar	Constituido por hidrocarburos de mediano peso molecular	Fácil de transportar Presenta una concentración media de hidrocarburos de bajo peso molecular	Fácil de transportar Crudo muy apetecido en las refinerías Costo elevado
Productos que se obtienen	Aceites Parafinas Betunes	Parafinas Polímeros Aceites	Polímeros Combustibles	Diésel Gasolina

Fuente: (ICCT, 2011; M. Nava, 2016; Rojas, 2012).

2.1.2.3. Clasificación de acuerdo a la presencia de azufre

La clasificación de acuerdo a la presencia de azufre es muy importante debido a que este es el elemento que más afecta en el proceso de refinación, teniendo relación directa en los costos del proceso. El contenido de azufre en el crudo es determinante, puesto que los altos niveles pueden desactivar los catalizadores que son utilizados para acelerar las reacciones químicas en el proceso de refinación. Además, la presencia de azufre provoca corrosión en los distintos equipos y tuberías de la refinería, y un aspecto importante es que forma compuestos contaminantes para la atmósfera. Por otra parte, el contenido de azufre en los combustibles que son empleados en automóviles producen emisiones de gases indeseables (Coker, 2018).

2.1.2.3.1. Dulce

El petróleo dulce presenta un contenido de azufre inferior al 0,5%; al tener menor cantidad de este elemento su proceso de refinación no es tan dificultoso y los costos son bajos, por tanto, es un petróleo de alta calidad y es utilizado principalmente para la obtención de gasolina (Coker, 2018; González, 2016).

2.1.2.3.2. Agrio

Es aquel cuyo contenido de azufre es superior al 0,5%; este tipo de crudo no es tan apetecido en el mercado ya que requiere de procesos más complicados y costosos para su refinación. Por lo tanto, es utilizado para obtener productos derivados como polímeros, parafinas y aceites (Comunidad Petrolera, 2018; González, 2016).

La relación existente entre la gravedad API y el contenido de azufre para los distintos crudos es importante tomar en cuenta, puesto que aquellos que presentan un grado API bajo (más pesados) tendrán un elevado contenido de azufre, por el contrario, si presentan un alto grado API (crudos livianos) poseerán un bajo porcentaje de azufre. Por ejemplo, un crudo liviano tiene un porcentaje de azufre entre 0,5 a 1,1%; mientras que, un crudo pesado tiene un porcentaje superior a 1,1% de azufre (Chamorro & Monard, 2013; Coker, 2018; Sarrazin, Baudouin, & Martino, 2008).

Por otra parte, existen distintos tipos de crudo, por ejemplo, el West Texas Intermediate tiene 39,6°API con un contenido de azufre de 0,24%; el Arab Ligth con 34° API y 1,78% de azufre, el petróleo venezolano tiene un grado API de 31, y el crudo Mexicano (Maya) es muy comparable con el ecuatoriano actualmente, ya que presenta entre 21 a 23°API con un contenido de azufre de 3,4% (Comunidad Petrolera, 2018; OPEC, 2018; PEMEX, 2018).

2.1.3. Refinación del petróleo

En la actualidad las plantas industriales de refinamiento de petróleo son de vital importancia, alrededor del mundo existen aproximadamente 720 refinerías, de las cuales el 21,9% se encuentran ubicadas en los Estados Unidos (Energy Information Administration, 2018; Sadeghi & Babolian, 2016).

El proceso de transformación del crudo de petróleo hasta productos con valor agregado se lo realiza en refinerías, en donde se busca obtener derivados con mayor valor comercial y destinados a variados usos de la sociedad. Cabe mencionar que luego de las operaciones



necesarias para el tratamiento del crudo se tiene efluentes, los cuales deben ser tratados obligatoriamente dentro de la planta, puesto que son contaminantes para el medio ambiente y peligrosos para los seres vivos (Gasim, Kutty, Isa, & Isa, 2012).

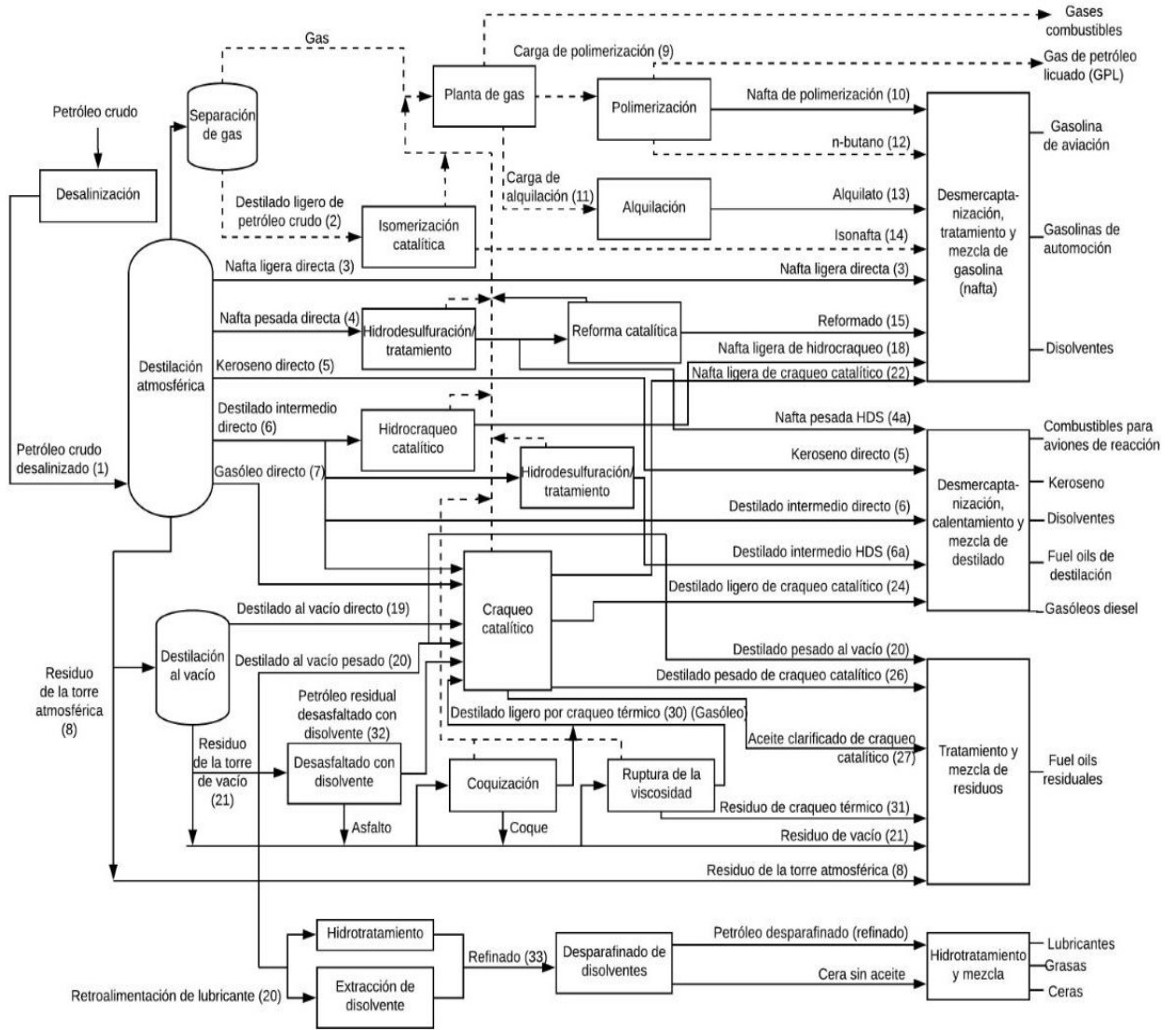
Algunos de los principales productos obtenidos de la refinación del petróleo son: gasolinas, diésel, disolventes, lubricantes, aceites, combustible para aviones, coque, ceras, asfaltos, fuel oil, y algunos derivados como el azufre pelletizado (Al Zarooni & Elshorbagy, 2006; Speight, 2015).

2.1.3.1. Proceso de Refinación del Petróleo

El petróleo muy rara vez se usa en su forma cruda, por tanto, para conseguir los distintos derivados se deben cumplir con ciertas etapas térmicas y catalíticas, con la finalidad de obtener moléculas más pequeñas a partir de las moléculas de la fracción pesada. En el proceso de refinación se utilizan sustancias químicas, catalizadores, calor y presión para las distintas operaciones con el objetivo de reorganizar las moléculas hasta obtener estructuras distintas y con mayor valor (Aburto et al., 2003; Speight, 2015).

Las refinerías son complejos que cuentan con distintos procesos para cumplir con la transformación del crudo, sin embargo, los tipos y disposición dependen exclusivamente de la materia prima, la calidad de la misma, la capacidad tecnológica y de los productos que se buscan obtener, por tanto, no todas las refinerías son exactamente iguales. En algunas pueden existir ciertos procesos que en otras simplemente se los omiten o se realizan de forma diferente (United States Environment Protection Agency, 1995).

De manera general, en la figura 2 se representa la estructura de proceso de una refinería, como se ha mencionado en algunas pueden omitirse ciertos procesos o modificarlos de acuerdo a las condiciones propias.



Nota: Los números entre paréntesis se refiere a flujos de proceso de productos característicos.

Líquidos: ————— Gases: - - - - -

Figura 2. Proceso general de una refinería.

Fuente: (Kraus, 2007).

Para el caso de la Refinería de Esmeraldas en Ecuador los procesos son:

2.1.3.1.1. Tratamientos Previos

El petróleo crudo que llega a la refinería luego de la extracción en los pozos petroleros, generalmente contiene sales inorgánicas, sólidos en suspensión, trazas metálicas y principalmente agua, debido a lo cual es de vital importancia un tratamiento previo para eliminar todos los contaminantes con la finalidad de evitar problemas en los catalizadores,



evitar la corrosión e incrustaciones y en general para la operación adecuada de los equipos (Gutiérrez & Texas, 2013). Para eliminar los contaminantes se pueden aplicar distintos métodos, entre los cuales se tienen:

El primero conocido como desalinización química, en el cual se deben añadir surfactantes, posteriormente se calienta a una temperatura entre 66°C a 177°C, con lo que disminuye la viscosidad y las sales se disuelven en el agua o se unen a ella, finalmente se deja reposar en un tanque para que se decante. Los surfactantes únicamente se adicionan cuando existe gran cantidad de sólidos suspendidos, por lo cual, en algunas refinerías únicamente dejan al crudo que repose en el tanque, para que decante el agua con los sólidos y finalmente se realiza la separación (Kraus, 2007).

El segundo método es una separación electrostática, en la cual por medio de cargas eléctricas se concentra los glóbulos de agua y sólidos para la decantación.

El último método es un filtrado con tierra de diatomeas, sin embargo, es muy poco utilizado (Kraus, 2007).

Luego de esta operación se separa el agua residual y el petróleo crudo desalinizado va a la torre de destilación atmosférica.

2.1.3.1.2. Unidades de destilación atmosférica y estabilización de naftas

En esta etapa se realiza la separación del crudo en distintas fracciones en función de la temperatura de ebullición de los hidrocarburos. En la destilación atmosférica luego que el crudo es desalinizado en los tratamientos previos se precalienta, y a continuación ingresa en la columna, a presiones ligeramente superiores a la atmosférica y a temperaturas entre 343°C y 371°C. En la columna los componentes de bajo punto de ebullición van hacia la parte superior y los más pesados quedan en el fondo, de donde se les extrae para otros procesos posteriores (Speight, 2015). El proceso se detalla en la figura 3.

En la parte superior de la columna se extraen las fracciones con puntos de ebullición bajos como el gas combustible y naftas ligeras, las cuales posteriormente se utilizan como GLP, mezcla para gasolinas, combustible para aviones, entre otros (Clavijo & Padilla, 2014). En la sección intermedia de la columna se recuperan aquellos compuestos con un punto de ebullición medio, algunos de los cuales son naftas pesadas, keroseno, gasóleo y destilados para transportarlos a operaciones posteriores como el acabado, la reforma, o el craqueo catalítico fluido (Clavijo & Padilla, 2014).

Finalmente, las fracciones pesadas o aquellas que tienen un punto de ebullición alto se les conoce como residuo y permanecen en el fondo de la columna, las cuales se les utiliza como fuel, para la fabricación de betún o se las lleva a operaciones posteriores como la destilación al vacío o ruptura de viscosidad (Kraus, 2007).

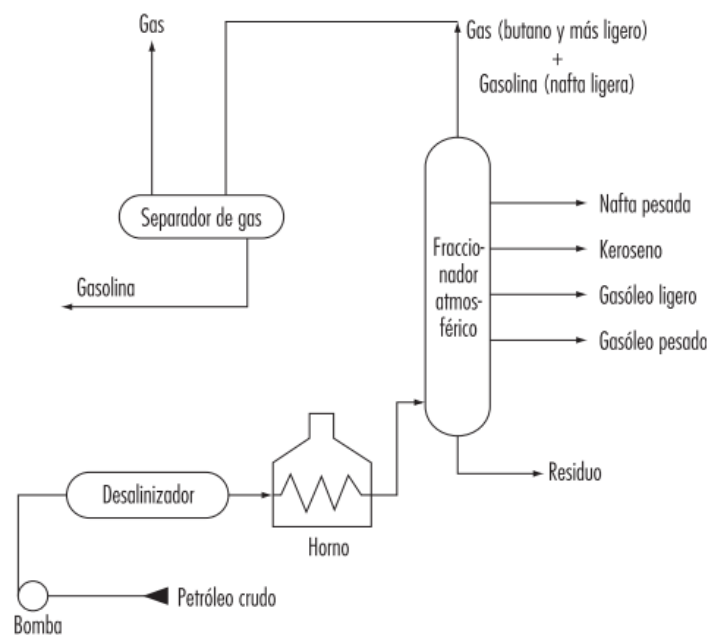


Figura 3. Proceso en la unidad de destilación atmosférica.
Fuente: (Kraus, 2007).

Luego que las naftas desestabilizadas salen de la destilación atmosférica, ingresan a la unidad de estabilización, en donde se tiene como objetivo eliminar los butanos y hexanos presentes y estabilizar ante la presencia de compuestos livianos (Quiñonez Renteria, 2015).

2.1.3.1.3. Unidad de destilación al vacío

La destilación al vacío se basa en el trabajo a presiones reducidas con el objetivo de evitar el craqueo térmico al separar los componentes que provienen de la destilación atmosférica, para la operación, la unidad cuenta con un horno como fuente de energía, lo cual se representa en la figura 4. Algunas de las columnas de destilación al vacío utilizan rellenos internos en lugar de platos (Forttini, 2010; United States Environment Protection Agency, 1995).

Luego que los residuos salen de la torre de destilación atmosférica, ingresan a la de vacío con la finalidad de recuperar los destilados (gasóleos y materia prima para lubricantes), para posteriormente alimentar a otros procesos, como el craqueo catalítico, extracción de disolventes, desulfuración, etc.

Los residuos de esta destilación son transportados a las unidades reductoras de viscosidad, coquificadoras o pueden ser empleados para preparación de lubricantes, fuel oil, bunker y asfaltos (Forttini, 2010).

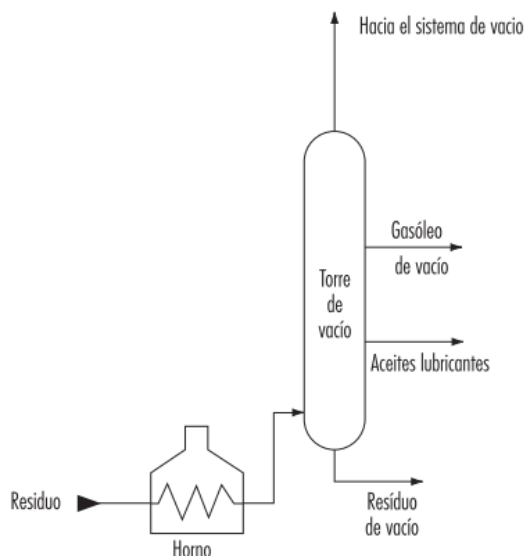


Figura 4. Proceso en la unidad de destilación al vacío.
Fuente: (Kraus, 2007).



2.1.3.1.4. Unidad Viscorreductora

Los residuos provenientes de la unidad de destilación al vacío ingresan a la viscorreductora, en donde se da un proceso de desintegración térmica, es decir, las moléculas largas se subdividen en moléculas más pequeñas y por tanto al tener diferente estructura cambian sus propiedades (Speight, 2015; United States Environment Protection Agency, 1995).

Las propiedades que varían en este proceso son principalmente: el punto de escurrimiento (viscosidad) que disminuye significativamente y el peso, debido a que luego del proceso los productos obtenidos son cuatro veces más livianos. Como productos de este proceso se obtiene gases, gasolina y destilados (Alvarez, 2013).

2.1.3.1.5. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido

Dentro de todo el complejo de refinación, la unidad de craqueo catalítico fluido también conocida como FCC, es la más importante, pues alrededor del 25% del crudo que ingresa a las plantas se procesa en dichas unidades (Instituto Mexicano del Petróleo, 2017).

Por medio de altas temperaturas, baja presión y empleando un catalizador, los hidrocarburos de estructuras grandes se descomponen o reorganizan en productos más ligeros y de mayor calidad. De tal manera, el gasóleo proveniente de la unidad de destilación al vacío es convertido en productos valiosos como gases livianos (GLP), materias primas de petroquímica, y mezclas para gasolinas de alto octanaje (Sarrazin et al., 2008).

Dentro de la FCC un factor clave es la selección adecuada del catalizador, el cual depende de una combinación entre mayor eficiencia y máxima resistencia al desgaste. Entre los más importantes utilizados en las refinerías se encuentran materiales sólidos como: zeolitas, bauxita, arcilla bentonítica tratada, hidrosilicato de aluminio, alúmina sílice, entre muchas más.

Dentro del proceso de craqueo catalítico existen tres funciones primordiales:

- Reacción: el proceso propio en donde los hidrocarburos con ayuda del catalizador reaccionan y se descomponen las moléculas de mayor tamaño.
- Regeneración: por medio de la quema de coque el catalizador se reactiva.
- Fraccionamiento: los hidrocarburos luego de haber sufrido el proceso de craqueo se separan en los distintos productos (Kraus, 2007).

En la unidad FCC la presencia de azufre genera inconvenientes, puesto que disminuye la efectividad de los catalizadores, por ende, para eliminar estos problemas se cuenta con unidades de desulfuración que elimina la mayor cantidad posible de azufre (ICCT, 2011).

Posterior a la unidad de craqueo catalítico fluido, se encuentran unidades: Merox-LPG en la cual se trata el gas obtenido para el cumplimiento de las especificaciones de corrosividad, Merox-gasolina en donde se trata la gasolina para disminuir la corrosividad de los mercaptanos, y Merox-Jet fuel en donde se trata el combustible para aviones con el objetivo de neutralizar los ácidos nafténicos (Clavijo & Padilla, 2014; Quiñonez Renteria, 2015).

2.1.3.1.6. Unidad hidrotratadora de naftas pesadas (HDT)

Al hidrotratamiento ingresan las naftas provenientes de la destilación atmosférica, destilación al vacío, así como de la unidad desestabilizadora, las cuales son tratadas con hidrógeno, altas temperaturas y catalizadores con el objetivo de eliminar las impurezas y tener productos con bajas concentraciones de azufre y nitrógeno (Kraus, 2007; Quiñonez Renteria, 2015).

La unidad hidrotratadora extrae los distintos heteroátomos y genera una reacción con el hidrógeno en presencia del catalizador, de tal manera, se forman moléculas distintas que se separan con facilidad de los otros componentes de refinación. Los productos de esta operación son enviados a las unidades de reformado catalítico o a la de craqueo catalítico fluido (Chorkendorff & Niemantsverdriet, 2005; Gutiérrez & Texas, 2013).



El hidrotratamiento, de manera general, está enfocado a eliminar alrededor del 90% de los contaminantes (nitrógeno, azufre, metales, etc.) que contienen los combustibles luego de los procesos de destilación. Los objetivos primordiales de este proceso son:

- Cumplir con las especificaciones del producto refinado en cuanto a contenido de azufre.
- Proteger de la contaminación a los distintos catalizadores que se encuentran en operaciones posteriores como la reforma catalítica o el craqueo catalítico fluido (Gutiérrez & Texas, 2013).

Dentro de las refinerías este es un proceso clave, y con el paso del tiempo cada vez más importante debido a los siguientes factores:

- Uso creciente de las fracciones más pesadas del petróleo.
- Baja disponibilidad de crudo ligero (baja concentración de contaminantes).
- Normas de emisiones medioambientales más estrictas para el transporte automotriz que requieren combustibles con bajo contenido de azufre (Chorkendorff & Niemantsverdriet, 2005).

Como residuos de este proceso se tienen efluentes con altos contenidos de ácido sulfhídrico y amoníaco, que posteriormente serán enviados a las unidades de tratamiento de gases amargos y de aguas amargas.

2.1.3.1.7. Unidad de reformado catalítico

El reformado catalítico es un proceso en el cual por medio de una serie de reacciones químicas se aumenta significativamente el octanaje a las naftas, es decir, es el principal proceso de mejoramiento de la calidad de las gasolinas (United States Environment Protection Agency, 1995).



En este proceso se realiza una reorganización de moléculas o una deshidrogenación por medio de presión, temperatura, y catalizadores, de manera que las naftas pesadas y de bajo octanaje se convierten en hidrocarburos aromáticos utilizados tanto en la petroquímica como en la producción de gasolina de alto octano (Chorkendorff & Niemantsverdriet, 2005).

En esta etapa un factor importante es la selección del catalizador, ya que de acuerdo a este se producirán reformados con mayores concentraciones de tolueno, benceno, xileno u otros componentes aromáticos los cuales serán usados posteriormente en mezclas de gasolinas o en procesos petroquímicos (Sarrazin et al., 2008).

Los principales productos obtenidos son la nafta reformada de alto octano, fuel gas y LPG; adicionalmente, se genera un subproducto vital para la refinería que es el hidrógeno, el mismo que a la salida se recicla para utilizar en otras operaciones (ICCT, 2011).

En el proceso de reformado catalítico también se generan contaminantes como algunos compuestos de azufre y nitrógeno (amoníaco y ácido sulfhídrico), ya que la corriente de nafta es previamente tratada con hidrógeno para eliminar los mismos antes del ingreso a la unidad de reforma catalítica (Montesdeoca, 2013).

2.1.3.1.8. Unidad hidrodesulfuradora de diésel (HDS)

El objetivo de este proceso es eliminar el azufre que se encuentra en el diésel luego de concluidos los tratamientos antes indicados en la refinería. Para lo cual el combustible es tratado a elevadas temperaturas, altas presiones, con hidrogeno y catalizadores. Como productos se obtiene el combustible libre de azufre, ácido sulfhídrico y agua; mientras que, la corriente con los contaminantes (ácido sulfhídrico) es enviada hacia la planta de tratamiento de gases amargos (ácido sulfhídrico gaseoso) y aguas amargas (agua con ácido sulfhídrico) (Chorkendorff & Niemantsverdriet, 2005; Gómez, 2007). En la figura 5 se presenta el esquema general del proceso de hidrodesulfuración.

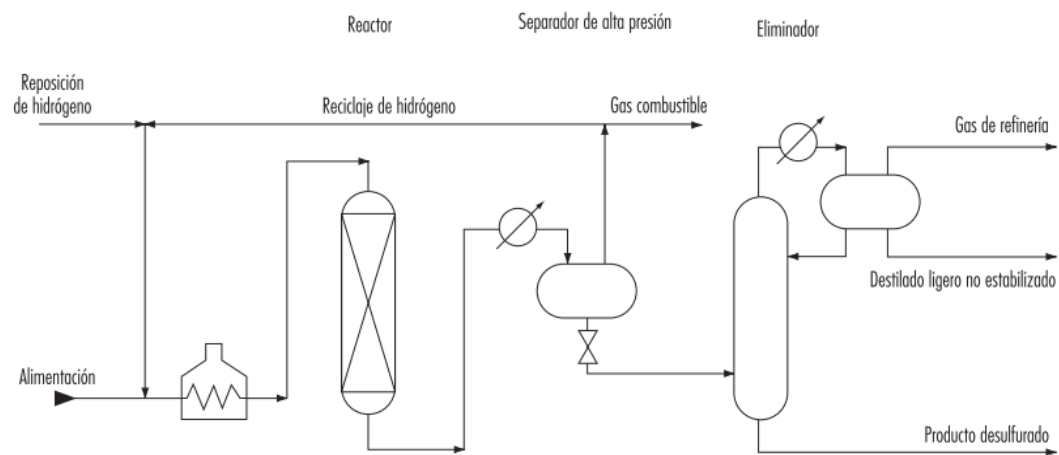


Figura 5. Proceso de hidrodesulfuración.
Fuente: (Kraus, 2007).

2.1.3.1.9. Otros procesos

Adicional a los procesos antes descritos en algunas refinerías pueden existir operaciones como:

- *Hidrocraqueo:* se busca convertir en hidrocarburos más ligeros, y de mayor valor.
- *Alquilación:* unir olefinas e isoparafinas para aumentar el volumen y octanaje de mezcla de gasolinas.
- *Polimerización:* unir dos o más olefinas para aumentar el índice de octano.
- *Isomerización:* convertir una cadena recta en cadenas ramificadas para aumentar el octanaje, proceso muy semejante a la reforma catalítica.
- *Tratamiento de aminas:* eliminar contaminantes acídicos.
- *Desmercaptanización:* eliminar el H_2S y mercaptanos para mejorar color, olor y estabilidad a la oxidación en la gasolina.
- *Extracción de disolventes:* separar compuestos aromáticos insaturados e impurezas de las corrientes de productos para prevenir problemas de corrosión en procesos subsiguientes (Gómez, 2007; Gutiérrez & Texas, 2013).



2.2. Producción y refinación del petróleo en Ecuador

La economía ecuatoriana hoy en día se basa primordialmente en la producción petrolera, según datos del Banco Central del Ecuador, en el año 2017 el volumen total de exportación de petróleo fue de 135,49 millones de barriles, a un costo promedio de \$45,68; dando un total de ingresos para la economía ecuatoriana de 6 189,82 millones de dólares, este volumen representa alrededor del 29% del total de las exportaciones del país (Banco Central del Ecuador, 2017).

Los principales destinatarios del crudo ecuatoriano son: Estados Unidos (76,1%), Chile (21,1%), Perú (20,0%), China (7,2%), seguido de países como Panamá, Japón, India y Colombia, pero en porcentajes mucho más pequeños (Banco Central del Ecuador, 2017). De la producción total Nacional de Petróleo en el año 2017 que fue de 193,93 millones de barriles, el 69,87% (135,49 millones de barriles) se exportaron a diversos países y el restante 30,13% (58,44 millones de barriles) sirvieron para el procesamiento en las distintas refinerías del país (Banco Central del Ecuador, 2017).

Para la refinación del crudo, Ecuador cuenta con tres centros de procesamiento: la refinería de Esmeraldas, refinería de la Libertad y complejo industrial Shushufindi. La refinería de Esmeraldas es la más grande del país, en la cual se procesa el crudo obteniéndose productos útiles para los ecuatorianos. La planta en 1974 tenía una capacidad de producción de 55600 barriles diarios y en la actualidad, con múltiples adecuaciones, tiene una capacidad de 110000 barriles diarios (Chamorro & Monard, 2013). En el año 2017 según datos del Banco Central del Ecuador se procesó 37,96 millones de barriles, es decir, 104000 barriles diarios (Banco Central del Ecuador, 2017).

Ecuador es un país que cuenta actualmente con 2404 pozos petroleros en funcionamiento por todo el territorio, siendo los principales: pozo Palo azul, pozo Auca, pozo Sacha, pozos ITT, pozos Lago Agrio, pozos Armadillo, pozos Drago, pozos de Edén Yuturi, pozos Concordia, entre muchos más. Para lo cual, son imprescindibles refinerías que permitan el tratamiento de este recurso, de tal manera, la principal planta procesadora de petróleo es la Refinería Estatal de Esmeraldas ubicada en la provincia del mismo nombre,



la cual se construyó entre 1974 y 1978. Esta planta cuenta con el 65% de capacidad a escala nacional (ARCH, 2018; Galindo, 2015; Quiñonez Renteria, 2015).

En la refinería de Esmeraldas actualmente se procesan crudos que son extraídos de campos petroleros, principalmente a través de la empresa estatal PETROAMAZONAS EP. La planta en 1974 fue diseñada y construida para procesar crudos livianos superiores a 28°API (American Petroleum Institute), sin embargo, en la actualidad se procesan crudos semipesados entre 24 y 26°API. Visiblemente la calidad del crudo con el transcurso del tiempo se ha visto afectado, lo cual trae consecuencias en el nivel operativo de la planta, pero también en los contaminantes que se generan. El grado API es una medida de cuánto pesa un producto de petróleo en relación al agua, pero además de este parámetro, otro importante para la calidad del crudo es el contenido de azufre; así los grados API tienen una relación directa con la cantidad de azufre. En el crudo ecuatoriano actualmente el porcentaje de azufre se encuentra alrededor de 1,38% en peso (Chamorro & Monard, 2013; ICCT, 2011; Refinería Estatal de Esmeraldas, 2018).

En la refinería de Esmeraldas se busca satisfacer alrededor del 75% de la demanda de combustibles del país. En dicha planta industrial se encuentran interconectadas distintas unidades de procesos que son vitales para la obtención de los diferentes combustibles para el país. Entre los productos que se obtienen en la refinería son: gasolinas de 87 y 92 octanos, diésel 1 y 2, gas licuado de petróleo, jet fuel, fuel oil, asfaltos y azufre pelletizado (Quiñonez Renteria, 2015).

2.3. Aguas residuales en las refinerías de Petróleo

Dentro de las refinerías de petróleo para poder llevar a cabo los diversos procesos se requiere de grandes cantidades de agua que son fundamentalmente utilizadas para las torres de enfriamiento y sistemas de generación de vapor (cada uno representa alrededor del 40%), de tal manera que el índice de consumo de agua en las refinerías a nivel mundial se encuentra entre 0,7 a 1,2 m³ por cada m³ de petróleo que se procesa, sin embargo, el promedio más común es de 1m³ de agua por cada m³ de crudo procesado (Ishak, Malakahmad, & Isa, 2012; L. Nava, 2014). Varios estudios, indican que durante las operaciones de separación, conversión y tratamiento dentro del proceso de refinación del



petróleo se utilizan entre 246 a 340 litros de agua por barril de crudo procesado (L. Nava, 2014).

En base a estos volúmenes de agua cruda se generan grandes cantidades de agua residual, las cuales tienen diversos contaminantes ya sean orgánicos o inorgánicos, y de no ser tratadas pueden provocar daños ambientales. La composición de las aguas residuales estará en función de varios aspectos como: el tipo de crudo procesado, la forma de operación de la planta y los distintos equipos con los que cuente la refinería (Gasim et al., 2012; Parilti, 2010; Wong, 1998).

Normalmente, la cantidad de agua residual producida en las refinerías es proporcional al volumen de petróleo procesado, de acuerdo a diferentes autores, la cantidad de agua residual generada está entre 0,4 a 1,6 veces la cantidad de crudo refinado (Hasan, Mohd, & Aziz, 2010).

El caudal de aguas residuales formadas en la refinería de Esmeraldas es de 3600 m³ al día, lo que representa una relación de 0,2 veces el volumen de crudo procesado, si bien es una cantidad baja en relación a lo indicado en otras refinerías, se debe a la configuración de la planta y a las condiciones de operación, sin embargo, es imprescindible tratarlas (Espinoza, 2015).

2.4. Aguas amargas

Luego de los múltiples procesos en la refinería para transformar el petróleo crudo en productos con mayor valor agregado se generan aguas residuales o aguas de desecho que tienen elevadas concentraciones de amoníaco (NH₃) y ácido sulfhídrico (H₂S), además contienen fenoles, cloruros, hidrocarburos y otros compuestos de azufre, pero en menores cantidades, esta agua residual es conocida como agua amarga (Hernández, 2010; Pilatásig Síchique, 2017).

El agua amarga se genera principalmente en las unidades de crudo, de hidrotratamiento, en las viscorreductoras, en las unidades de craqueo catalítico fluido (FCC), y en las hidrodesulfuradoras de diésel. Esta agua se genera al absorber el vapor de los



hidrocarburos durante la destilación, la regeneración de los catalizadores, así como en el hidrotratamiento e hidroacabado (Gardner, Suidan, & Kobayashi, 1988; Kraus, 2007).

Las aguas amargas por sus niveles muy altos de amoníaco y ácido sulfhídrico son muy tóxicas y perjudiciales tanto para el ambiente como para la fauna y seres humanos, es así que el tratamiento de las mismas previo al desecho a fuentes hídricas es fundamental para el cumplimiento de la normativa ambiental y primordialmente para la protección de las personas, animales, vegetación y para el funcionamiento adecuado de las refinerías (MINAM, 2017; Vivar, 2012).

La cantidad de agua amarga que se produce en las refinerías puede llegar hasta 0,5 m³ por cada tonelada de crudo procesado, siendo esto alrededor del 10 al 30% de los efluentes totales en una planta petrolera, sin embargo, dependerá tanto de la configuración del proceso como de las características del crudo (Coelho, Castro, Dezotti, & Sant Anna, 2006).

Las aguas amargas poseen un pH que varía entre 8 y 10, y las concentraciones de ácido sulfhídrico están entre 300 a 1200 mg/L, mientras que la del amoníaco varía entre 100 a 8000 mg/L (L. Nava, 2014).

Para el tratamiento de las aguas residuales mencionadas se debe instalar una planta especializada de tratamiento dentro de la refinería, en la cual se debe contar principalmente con una columna agotadora, la cual por medio de calor separe el agua de los gases ricos en amoníaco y ácido sulfhídrico para que sean enviados a una unidad de recuperación de azufre, y el agua sin contaminantes pueda ser utilizada para reprocesos o pueda ser desechada a fuentes hídricas (Hernández, 2010).

2.5. Amoníaco

El amoníaco NH₃ es un gas muy corrosivo, tóxico, irritante y venenoso que se puede disolver con gran facilidad en agua a temperatura ambiente. Los altos niveles de amoníaco en el medio ambiente son tóxicos y destruyen ecosistemas, de igual manera pueden generar graves consecuencias en los seres vivos (Ip, Chew, & Randall, 2001).

El amoníaco presenta olor picante e irrita los ojos cuando se manifiesta en concentraciones bajas, además es tóxico cuando se inhala, produce irritación en la garganta, inflamación pulmonar y daño de las vías respiratorias a elevadas concentraciones, y mientras aumenta las concentraciones existen mayores riesgos llegando incluso a producir la muerte a valores superiores a 5000ppm (Alarcón, 2018; Ip et al., 2001; Universidad Nacional Autónoma de México, 2016).

Tabla 5
Propiedades físicas del amoníaco

Propiedad Física	Valores
Peso Molecular (g/mol)	17,03
Punto de Fusión (°C)	-77,73
Punto de Ebullición (°C)	-33,34
Gravedad específica (15/15°C)	0,618
Límite de inflamabilidad vol % en aire	16,5 – 26,8
Temperatura de autoignición (°C)	651

Fuente: (Universidad Nacional Autónoma de México, 2016).

2.6. Ácido sulfhídrico

El ácido sulfhídrico de fórmula química H_2S conocido también como “Hidrógeno Sulfurado” por lo común está presente en la mayoría de crudos del petróleo. Este compuesto también se puede generar debido a compuestos inestables del azufre durante el proceso de refinación (Chico Rosales, 2015; Vivar, 2012).

El H_2S se lo describe como un gas incoloro y nauseabundo que se solubiliza con facilidad en agua, inflamable, corrosivo, explosivo, de olor desagradable y sumamente tóxico. Se encuentra en la lista de sustancias peligrosas de la EPA (United States Environmental Protection Agency) ya que es considerado una de las sustancias más peligrosas atribuida a muertes por envenenamiento (Churchill & Elmer, 1999; Malone Rubright, Pearce, & Peterson, 2017).

De acuerdo a los límites de exposición, a niveles bajos y por periodos cortos produce complicaciones visuales, fatiga olfativa, náuseas e irritación respiratoria, si se expone a dosis de 150 ppm ocasiona hipoxia o anoxia. Si la exposición es de 250ppm por periodos



prolongados genera dificultad para respirar, edema pulmonar y cianosis, si la manifestación es a un nivel por encima de 500ppm provoca pérdida de conocimiento y se produce la muerte a una concentración de 5000ppm (Malone Rubright et al., 2017; New Jersey Departement of Healt, 2012).

Tabla 6
Propiedades físicas del ácido sulfhídrico

Propiedad Física	Valores
Peso Molecular (g/mol)	34
Punto de Fusión (°C)	-83
Punto de Ebullición (°C)	-60
Gravedad específica (15/15°C)	0,790
Límite de inflamabilidad vol % en aire	4,3 – 4,6
Temperatura de autoignición (°C)	206

Fuente: (New Jersey Departement of Healt, 2012).

2.7. Planta de tratamiento de aguas amargas

2.7.1. Generalidades

Al ser el tratamiento del agua amarga fundamental desde el punto de vista ambiental por sus compuestos tóxicos, es indispensable contar con una planta que trate estos efluentes en la refinería antes de que el agua sea eliminada al ambiente o ingrese a un reproceso.

El tratamiento de las aguas amargas va directamente enfocado a la eliminación del NH_3 y H_2S , ya que en primer lugar tienen un olor desagradable y sobre todo son extremadamente tóxicos para organismos vivos y ecosistemas (Pilatásig Síchique, 2017). Para el tratamiento de aguas amargas provenientes de la refinación del petróleo existen diversas tecnologías que pueden ser utilizadas, entre las cuales se encuentran:

- Oxidación aerobia
- Desorción con aire
- Desorción con vapor de baja presión

En la actualidad el método más utilizado es por medio de la desorción con vapor de baja presión, que es aplicado cuando el agua amarga presenta elevadas concentraciones de contaminantes (Hernández, 2010).

2.7.2. Proceso

La planta de tratamiento de aguas amargas debe contar principalmente con un tanque en el cual se eliminen gases de hidrocarburos que se encuentran presentes en el agua, y a continuación una columna que se encargue de separar el amoníaco y ácido sulfhídrico del agua, posteriormente los gases se deben enviar a una unidad para la recuperación del azufre, y el agua puede ser desechada a fuentes hídricas o se retorna para otros procesos en la planta (Quiñonez Renteria, 2015).

Una vez que se separa al ácido sulfhídrico y amoníaco del agua, los gases ácidos se envían a una unidad de recuperación de azufre, aquí por medio del proceso de Clausius el H_2S es oxidado parcialmente a SO_2 con aire en una primera etapa, y en la segunda etapa la mezcla de H_2S y SO_2 se oxida a azufre elemental con un catalizador de bauxita. La eficiencia de este proceso puede alcanzar el 95% (Peralta, O'Farrill, Arteaga, Díaz, & Varela, 2011; Vivar, 2012).

Cuando el azufre es recuperado puede ser utilizado en la producción de fosfato, ácido sulfúrico, fertilizantes, tintes, pesticidas, así como en la industria farmacéutica, y en la metalurgia (Malone Rubright et al., 2017).

El agua a la salida de la torre agotadora luego del proceso de tratamiento se conoce como agua desflemada, esta posteriormente puede ser tratada de acuerdo a las necesidades o al uso que se le vaya a dar, por ejemplo, en la actualidad se han desarrollado estudios para un tratamiento por ósmosis inversa, oxidación catalítica por vía húmeda, oxidación avanzada con ozono, oxidación biológica, entre otros más (L. Nava, 2014).



2.7.2.1. Columna de Agotamiento

Si bien la planta para el tratamiento de aguas amargas cuenta con varias etapas hasta lograr la separación del amoniaco y ácido sulfhídrico del agua, la parte clave del proceso es la destilación, para lo cual se utiliza una torre agotadora en la que se deben establecer las condiciones tanto de presión y temperatura como los parámetros de diseño (altura, diámetro, número de platos, entre otros).

En cuanto a la conformación de la columna agotadora que puede ser empacada o de etapas, en algunas plantas se establece que cuente con un condensador y un rehervidor; en este caso la alimentación a la columna entra en contacto con el vapor suministrado por medio del calentamiento del agua desflemada en el rehervidor, utilizando vapor de baja presión como medio de calentamiento. Aquí el agua amarga llega a su punto de ebullición a condiciones de baja presión, de tal manera que el amoniaco y ácido sulfhídrico se elevan hasta la zona de condensación de la torre (L. Nava, 2014).

Para la condensación se utiliza un sistema de reflujo, en donde la cantidad del mismo se debe controlar teniendo en cuenta que la temperatura del vapor en la parte superior de la torre sea mayor a 83°C para precautelar el funcionamiento adecuado (Hernández, 2010). Finalmente, los gases de H_2S y NH_3 son transportados a la planta de recuperación de azufre y el agua desflemada (al fondo de la columna) es enfriada y transportada al siguiente proceso. La conformación de la columna se detalla en la figura 6.

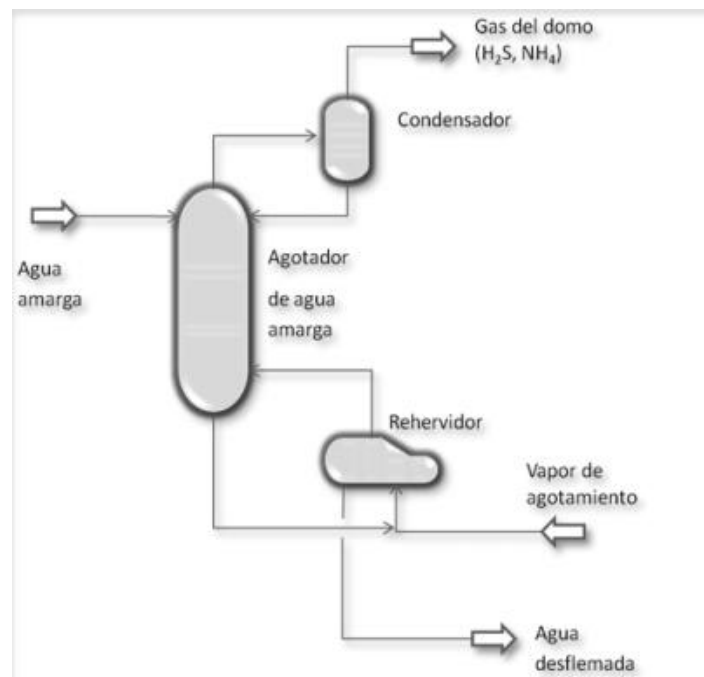


Figura 6. Esquema de una columna agotadora para el tratamiento de agua amarga.
Fuente: (Hernández, 2010).

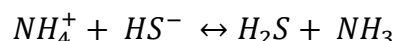
Una variación que presentan muchas de las industrias con respecto a la columna agotadora, es que en lugar de contar con el condensador se puede diseñar un sistema de recirculación, con la finalidad de disminuir los niveles de corrosión en el domo de la columna, evitar la formación de sales, y mejorar la operación general de la torre (Hernández, 2010).

Para el sistema de recirculación por lo general se utiliza un aerofriador, el cual es un equipo que emplea aire ambiente con el objetivo de disminuir la temperatura de un fluido de proceso, es recomendado para el uso a elevadas temperaturas y presiones, con medios corrosivos e inflamables. Está compuesto primordialmente por un ventilador, banco de tubos, reductores de velocidad y una estructura que brinda soporte a todo el mecanismo (Mena, 2012).

2.7.2.1.1. Proceso químico para la separación

En la solución acuosa el amoníaco y el ácido sulfhídrico se encuentran como hidrosulfuro de amonio (NH_4HS) que es la sal del ácido débil (H_2S) y la base débil (NH_4OH). Esta sal en el agua se hidroliza en forma de NH_3 y H_2S , que por medio de la presión parcial ya puede ser agotada (Hernández, 2010). El equilibrio se representa en la ecuación 1.

Ecuación 1. Equilibrio del amoníaco y ácido sulfhídrico.



En la ecuación anterior, con el aumento de temperatura el equilibrio se favorece hacia la formación de amoníaco y sulfuro de hidrógeno, de tal manera se facilita la separación (Pilatasig Síchique, 2017). El contacto entre las dos fases (líquido – vapor) dentro de la columna agotadora tiene por finalidad que exista una transferencia de masa del amoníaco y ácido sulfhídrico (más volátiles) desde el agua hacia el vapor, así los componentes serán recuperados en el domo de la columna para los tratamientos posteriores, y el agua en el fondo se empobrece de los mencionados componentes (Coelho et al., 2006).

2.8. Normativa Ambiental Ecuatoriana

Los lineamientos ambientales generales dentro del Ecuador se encuentran establecidos por la constitución de la república, instrumentos internacionales de derechos humanos y normas infra constitucionales, así que dentro del artículo 14 de la constitución de la república del Ecuador se reconoce el derecho de la población a vivir en un ambiente sano y ecológicamente equilibrado. Adicionalmente, se declara la preservación del ambiente, la conservación de los ecosistemas, la biodiversidad y la integridad del patrimonio genético del país, la preservación del daño ambiental, y recuperación de espacios naturales como interés público (Constitución de la República del Ecuador (Registro Oficial N°. 449), 2008).



En el artículo 66 numeral 27 ibídem también se establece el derecho a vivir en un ambiente sano, ecológicamente equilibrado, libre de contaminación y en armonía con la naturaleza. Finalmente, dentro de los artículos 395, 396, 397,398 y 399 se establecen los diferentes aspectos de gestión ambiental en caso de daños ambientales (Constitución de la República del Ecuador (Registro Oficial N°. 449), 2008).

De acuerdo al ANEXO 1 DEL LIBRO VI DEL TEXTO UNIFICADO DE LEGISLACIÓN SECUNDARIA DEL MEDIO AMBIENTE: NORMA DE CALIDAD AMBIENTAL Y DE DESCARGA DE EFLUENTES AL RECURSO AGUA, el límite máximo permisible para el ácido sulfhídrico es de 0,0002mg/L, mientras que para el amoniaco es de 0,02mg/L. Estos valores son los que se deben cumplir de acuerdo a los criterios de calidad de aguas para la preservación de flora y fauna en aguas dulces (Ministerio del Ambiente del Ecuador, 2017).

En el marco de los derechos humanos, el derecho al medio ambiente forma parte de los derechos humanos de tercera generación, el cual tiene como característica primordial el carácter colectivo. Se infringe el mencionado derecho humano cuando se produce contaminación de las aguas de un río o de un estanque como un bien ambiental, es decir, cuando se afecta a su función ecológica, de tal manera existirá una vulneración al medio ambiente que es un bien colectivo (Peñalver, Arrojo, Basteiro, Delclós, & Saura, 2007).

De igual manera, la interdependencia entre el derecho humano al agua y el derecho humano al medio ambiente es importante puesto que el primero incide directamente en la protección del segundo, por ejemplo, si no se respeta el derecho al saneamiento de las aguas residuales, el derecho al medio ambiente resultará seriamente afectado (Peñalver et al., 2007).

2.9. Diseño de Procesos

En general, para el diseño de procesos existen tres etapas básicas, las cuales se desglosan en la figura 7.

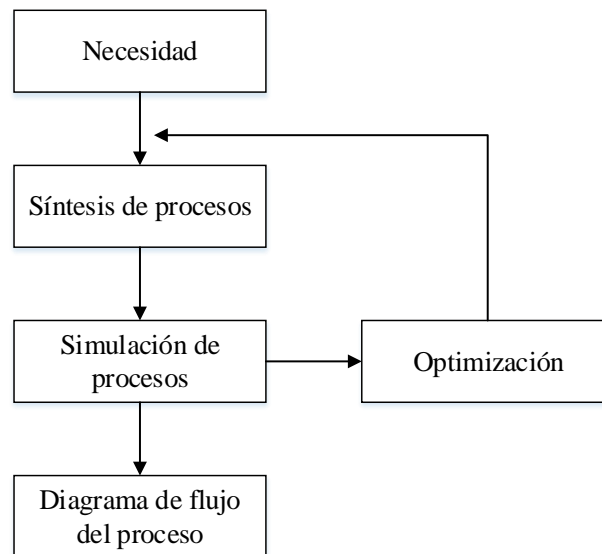


Figura 7. Esquema para el diseño de procesos.
Fuente: (Martínez Sifuentes et al., 2000).

Dentro de la síntesis de procesos, se formula la base para el mismo, es decir, se seleccionan los equipos que se van a utilizar, además las respectivas conexiones entre ellos y se plantean las condiciones iniciales de operación (Martínez Sifuentes, Alonso Dávila, López Toledo, Salado Carbajal, & Rocha Uribe, 2000).

Para la simulación, se busca solucionar los distintos balances de materia y energía en el proceso analizado, así también como el cálculo de las dimensiones de los equipos.

Finalmente, en la optimización, se busca modificar y variar ciertos parámetros como temperatura, presión, además de modificaciones en los distintos equipos y sus interconexiones para obtener mejores resultados (Martínez Sifuentes et al., 2000).

2.10. Simulación de Procesos

La simulación de procesos es una técnica que utiliza gran cantidad de modelos matemáticos para evaluar e imitar la operación de un proceso real de una manera rápida, dicha simulación comprende la creación del escenario, manipulación y el análisis para detectar y evaluar los problemas que existan. La simulación es una herramienta indispensable en la actualidad para diversas plantas industriales, permite el análisis del proceso previo a la puesta en marcha, resuelve problemas existentes y es fundamental



para la toma de decisiones en cuanto al diseño, y operación de un sistema complejo (Martínez Sifuentes et al., 2000; Villanueva, 2008).

La herramienta permite la representación y el análisis de varias alternativas de un sistema productivo para ver cuál es la más rentable, la más beneficiosa o la que mejor se adapta a las condiciones del proceso (Cataldi, Lage, & Dominighini, 2013). Por otra parte, permite cambiar y modificar valores de las distintas variables, para obtener mejores resultados del proceso o tener alternativas en la operación del sistema con distintos comportamientos.

Permite diseñar un modelo del sistema real, para ejecutar diversos experimentos por medio de los cuales se podrá comprender el funcionamiento y evaluar distintas estrategias tecnológicas como energéticas (Cataldi et al., 2013).

2.10.1. Aplicación de la Simulación de Procesos

La simulación de procesos se comenzó a utilizar para crear modelos con el objetivo de analizar, manipular y optimizar distintos procesos productivos, esta herramienta fue introducida por grandes compañías alrededor de 1975, sin embargo, hasta la actualidad ha existido un gigantesco crecimiento en cuanto a simuladores de procesos (Villanueva, 2008).

Actualmente, es imprescindible la simulación de procesos dentro de la industria química y petroquímica, puesto que permite un mejor análisis de todas las variables que influyen dentro del proceso y de tal manera permite ajustar, corregir o cambiar ciertos métodos y parámetros para obtener los mejores rendimientos y por tanto mayores ganancias.

La aplicación de simuladores de procesos dentro de Ingeniería Química ayuda en la solución de problemas industriales de alta complejidad, así como en el diseño preliminar de una planta, permitiendo realizarlo en menor tiempo y con mayor precisión.

2.10.2. Ventajas y desventajas de la Simulación de Procesos

Ventajas:

- a. Es una herramienta que permite la toma de decisiones dentro de procesos industriales, y estas decisiones generan cambios significativos en los sistemas productivos, con lo cual se pueden obtener grandes beneficios a nivel económico.
- b. Ayuda a mejorar los distintos procesos, ayuda también a detectar problemas y estudiar nuevas posibilidades dentro del proceso productivo.
- c. Permite encontrar los procesos y técnicas óptimas.
- d. Permite realizar análisis de los servicios energéticos para verificar eficiencia y rendimientos.
- e. Permite optimizar procesos, y recursos, así como una planificación adecuada para la mejora de las distintas industrias.
- f. Mejora el rendimiento y eficiencia del complejo industrial.
- g. Ayuda en el ahorro energético, y en la minimización de costos de operación.

Desventajas:

- a. Las simulaciones por lo general son costosas tanto en dinero como en tiempo.
- b. Además, para las simulaciones se necesitan datos con los cuales en muchas industrias no se cuentan, por tanto, para el uso de la simulación se debe comenzar con la toma de datos que evidentemente generan costos (Kellner, Madachy, & Raffo, 1999; Villanueva, 2008).

2.11. Simuladores de Procesos

En la actualidad los simuladores de procesos se han convertido en una herramienta básica y fundamental para Ingeniería Química, debido a que el poder analizar y modificar las condiciones previo a la puesta en marcha de cualquier proyecto industrial es vital en términos de infraestructura, tiempo y principalmente económicos. Por ende, hoy en día en los proyectos de diseño industrial de alto nivel se utilizan los simuladores de procesos como base para la toma de decisiones (Dahm, Hesketh, & Savelski, 2014).



Un tema muy importante de los simuladores de procesos en la actualidad es la disponibilidad de las distintas propiedades termodinámicas y de transporte, las cuales son fundamentales para realizar los diferentes balances de materia y energía. De acuerdo a los tipos de propiedades con las que cuente el simulador se obtendrán resultados, por lo cual, si un software tiene un buen paquete de propiedades los resultados serán muy confiables (Martínez Sifuentes et al., 2000; Towler & Sinnott, 2012).

Los simuladores hoy por hoy permiten la selección de los modelos de propiedades termodinámicas más adecuados de acuerdo a la naturaleza de los componentes químicos, y a las condiciones de operación del proceso (Martínez Sifuentes et al., 2000).

Entre los simuladores actualmente conocidos y más utilizados se encuentran Aspen Plus®, Aspen Hysys, ChemCAD, Speedup, ChemShare, Unisim, Flowtran, Proll w/Provision, Gams, Dynaplus, entre muchos más (Dahm et al., 2014; Ibrahim, Jobson, & Guillén, 2017).

2.12. Aspen Plus®

ASPEN (Advanced System for Process ENgineering) es un software que permite la simulación de plantas industriales y se utiliza para modelar cuantitativamente un procesamiento químico, en el cual pueden existir reactores químicos, columnas de destilación, absorción, intercambiadores de calor y muchos otros procesos necesarios para la obtención de un producto (AL-MALAH, 2017; Schefflan, 2011).

Este simulador permite resolver balances de materia y energía de muchas operaciones y procesos unitarios en plantas industriales completas. Aspen posee herramientas que permiten la optimización de procesos, diseño y control de ciertas variables sobre los equipos e incluso permite realizar estudios económicos tanto de la implementación de la industria como de los servicios necesarios para la misma. También puede modelar y simular los procesos en donde se tenga flujo de materia y energía (Schefflan, 2011).



Aspen puede utilizarse para una gran cantidad de industrias, sin embargo, está destinado fundamentalmente a la industria química, refinamiento del petróleo, procesamiento de gas, aceites, combustibles, generación de energía, polímeros, industria de papel, farmacéutica y biotecnología (F. Carrasco, 2012).

Aspen Plus® posee un banco de modelos de propiedades termodinámicas muy amplio, adecuadas para gran cantidad de componentes y para variadas condiciones de operación.

2.13. Modelos termodinámicos

Los modelos termodinámicos son conjuntos de ecuaciones que ayudan en la estimación de muchas propiedades de sustancias puras como de mezclas entre ellas y sus respectivas interacciones. Así como también en el cálculo de las propiedades termodinámicas (fugacidades, entalpías, entre otras), cinéticas y de transporte (Aspentech, 2001). Algunas de las propiedades termodinámicas más relevantes son: entalpía, entropía, energía libre de Gibbs, coeficientes de fugacidad y actividad, factor de compresibilidad, presión de vapor, densidad, entre otras. Las propiedades de transporte más significativas son: viscosidad, coeficiente de difusión, conductividad térmica y tensión superficial (Gil, Guevara, Leguizamón, & García, 2011; Ramirez, 2005).

Los modelos de propiedades termodinámicas se calculan en base a ecuaciones de estado, modelos de coeficientes de actividad y modelos especiales.

Ecuaciones de Estado: estas son aplicables principalmente a fluidos normales, en sistemas no polares o de baja polaridad en todo el intervalo de presión; entre las ventajas de estos modelos está que en la región crítica son continuas, así como en la región de dos fases, y predicen el equilibrio vapor – líquido. Las ecuaciones de estado sin embargo, no son aplicables a mezclas con componentes polares, electrolitos o moléculas grandes (Martínez Sifuentes et al., 2000; Scenna et al., 1999).



Modelos de Coeficiente de actividad: describen un comportamiento no ideal de mezclas en fase líquida y a presiones bajas, estos modelos generalmente se utilizan en sistemas polares (Martínez Sifuentes et al., 2000; Scenna et al., 1999).

Modelos Especiales: son aquellos basados en correlaciones empíricas, teóricas o híbridas (Martínez Sifuentes et al., 2000).

Una de las decisiones claves para la simulación de un proceso es la selección adecuada del modelo termodinámico, ya que en función de este se obtendrán los resultados para todo el sistema en construcción. Para una correcta selección del modelo termodinámico se debe tomar en consideración tanto los componentes y sus respectivas propiedades como el objetivo de la simulación (Towler & Sinnott, 2012).



3. METODOLOGÍA

El desarrollo del presente estudio se realizará en el software especializado en simulación de plantas industriales y procesos químicos Aspen Plus® V8.8 mediante una licencia universitaria obtenida en la Universidad Nacional Autónoma de México, por medio del Programa de Movilidad Estudiantil de la Universidad de Cuenca.

3.1. Proceso de Tratamiento de Agua Amarga

3.1.1. Antecedentes

Coelho et al. (2006), mencionan que en las refinerías en general, el límite máximo de agua amarga que se puede generar es de hasta 0,5 m³ por cada tonelada de crudo procesado. Sin embargo, si las cantidades son menores de igual manera se deben tratar, puesto que a pesar que exista menor proporción de agua amarga como efluente en la planta, esto no significa que no se contamina. Por tanto, si las cantidades son bajas se requerirá menor capacidad de los equipos, pero igualmente serán necesarios los procesos de tratamiento.

3.1.2. Bases de diseño

Se propone la capacidad de diseño de 36000kg/h de agua amarga, en base a la visita realizada a la Refinería Estatal de Esmeraldas (REE) el día 13 de diciembre del 2018 entre las 09h00 y las 13h00, donde se evidenciaron los distintos procesos, sus respectivas capacidades y tecnologías utilizadas hoy en día en la mencionada planta.

En este complejo industrial actualmente se cuenta con tres unidades de tratamiento de aguas amargas, por lo cual se tomó un promedio del flujo másico que trata cada unidad y se sumaron las tres plantas, obteniéndose de tal manera el valor antes indicado. Este análisis se lo realiza con el objetivo de tener una capacidad operativa muy similar a la existente hoy en día en el país.



Para obtener la relación exacta de la cantidad de agua amarga generada en la refinería por cada tonelada de crudo tratado se procede como se indica a continuación:

1 barril de petróleo 158,98 L

110000 barriles diarios de petróleo
(Ecuador) v_1

$$v_1 = 17'487800 \frac{L}{día} = 17487,8 \frac{m^3}{día}$$

Para petróleo con grado API 26:

$$\rho_1 = 0,898g/mL$$

$$\rho_1 = \frac{m_1}{v_1}$$

$$m_1 = \rho_1 * v_1$$

$$m_1 = 898 \frac{kg}{m^3} * 17487,8 \frac{m^3}{día}$$

$$m_1 = 15'704044,4 \frac{kg}{día} = 15704,044 \frac{Ton\ de\ crudo}{día}$$

El valor de m_1 será la masa de petróleo crudo que se procesa en la refinería al día, es decir, será el equivalente a los 110000 barriles diarios.

La cantidad de agua amarga para el diseño de la planta será de 36000kg/h.

$$m_2 = 36000 \frac{kg}{h} = 864000 \frac{kg}{día}$$

Para el agua amarga:

$$\rho_2 = 0,987g/mL$$

$$v_2 = \frac{m_2}{\rho_2}$$

$$v_2 = \frac{864000 \frac{kg}{día}}{987,48 \frac{kg}{m^3}}$$



$$v_2 = 874,95 \frac{m^3}{día}$$

15704,044 Ton de crudo al día

874,95 m³ de agua amarga al día

1 Ton de crudo

x

$$x = 0,056 \text{ m}^3 \text{ de agua amarga al día}$$

Nomenclatura:

- m_1 Masa del petróleo
- v_1 Volumen del petróleo
- ρ_1 Densidad del petróleo
- m_2 Masa del agua amarga
- v_2 Volumen del agua amarga
- ρ_2 Densidad del agua amarga

De tal manera, se puede indicar que la relación que se tendrá en la planta es que por cada tonelada de crudo procesado existirá 0,056m³ de agua amarga al día, este valor en comparación a lo señalado por Coelho et al. (2006) es muy bajo, sin embargo, el agua debe ser tratada, bien sea para utilizar en reprocesos o para cumplir con la normativa ambiental si se desecha a fuentes hídricas.

3.1.3. Contaminantes en el agua amarga

Para especificar las concentraciones de los contaminantes en el agua amarga (ácido sulfhídrico y amoniaco) se establece en base a los datos recolectados en la visita técnica efectuada a la REE. Para este caso se analizaron las concentraciones de los componentes al ingreso de cada planta y se seleccionó la mayor concentración para asegurar el correcto funcionamiento y para garantizar el cumplimiento de la normativa ambiental por posibles incrementos en la concentración de dichos contaminantes. Las cantidades con las que se trabajará en la investigación serán las planteadas en la tabla 7.

Tabla 7
Concentración de los contaminantes para la simulación

Contaminante	Concentración [ppm]
Ácido sulfhídrico	1000
Amoniaco	5000

3.2. Pasos para la simulación del proceso

Dentro de la simulación de procesos industriales con la ayuda de softwares especializados para alcanzar resultados satisfactorios, es imprescindible establecer una secuencia lógica y ordenada, para lo cual se plantea la figura 8 en donde se indican los pasos mínimos necesarios a seguir en la presente investigación (Rivera, 2017).

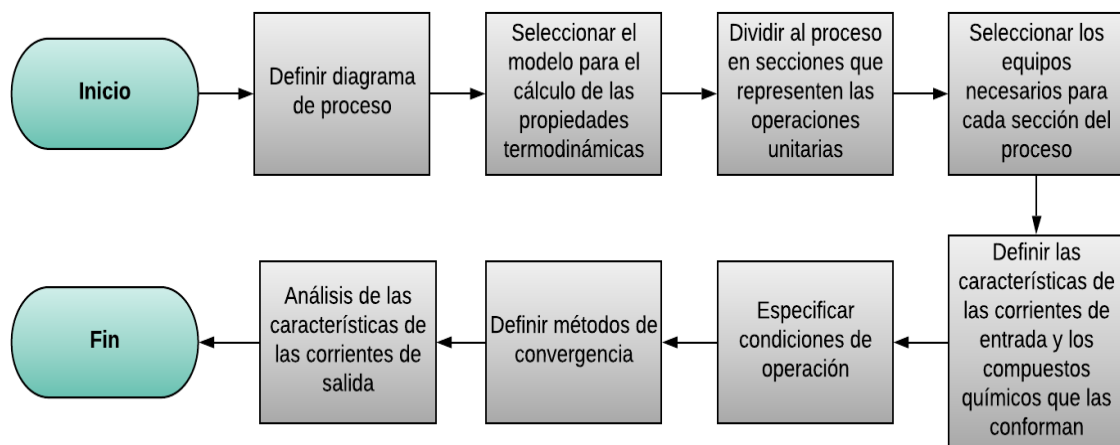


Figura 8. Metodología para la simulación del proceso
Fuente: (Rivera, 2017).

3.2.1. Diagrama de proceso

El diagrama de proceso básico para la planta de tratamiento de aguas amargas (figura 9) se ha diseñado en función a la visita in situ de la refinería ubicada en la provincia de Esmeraldas (Ecuador) y a lo descrito por Hernández (2010). Para el presente estudio se han tomado en cuenta los procesos claves para cumplir con el objetivo de eliminar los contaminantes del agua amarga.

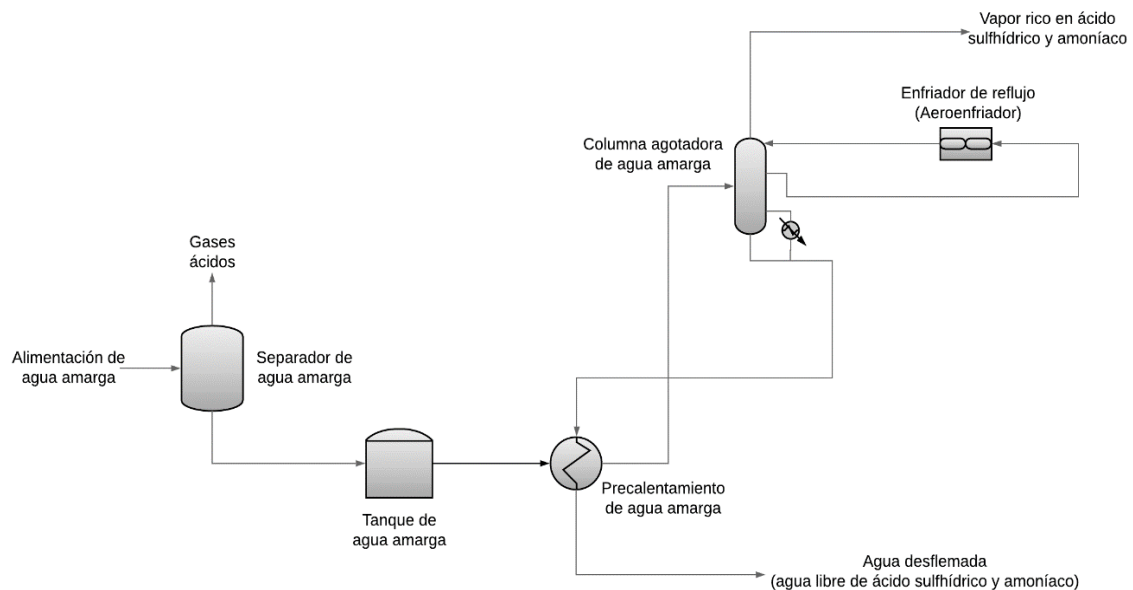


Figura 9. Diagrama básico del proceso de tratamiento de aguas amargas.

La refinería de petróleo es un complejo industrial muy grande que incluye varias plantas y tecnologías interconectados, por lo cual definir los límites del proceso que se propone es un aspecto primordial. De tal manera, el tratamiento de aguas amargas empezará con el ingreso de dicho efluente proveniente de las plantas de hidrotreatmento, hidrodesulfuración, viscorreducción y craqueo catalítico fluido, y finalizará con la eliminación del amoníaco y ácido sulfhídrico del agua, enviando cada una de las corrientes a los procesos posteriores. El agua desflemada o libre de contaminantes deberá cumplir con las especificaciones ambientales establecidas en la normativa.

3.2.1.1. Descripción del diagrama de proceso

Para analizar a detalle la sección que se describe a continuación, cuando se indique el nombre de un equipo o de una corriente dirigirse a la figura 42 ubicada en la página 91, en donde se muestra el diagrama del proceso completo.

El proceso planteado al ser un tratamiento de efluentes tiene como materia prima el agua amarga proveniente en forma de desecho de algunas etapas de refinación del crudo. La misma que ingresa a la planta por medio de la corriente 1 a una temperatura de 50°C y a



una presión de $2,5 \text{ kg/cm}^2$. Previo al ingreso a la planta se deberá utilizar un filtro para evitar el paso de partículas sólidas que puedan generar problemas en las bombas.

El primer equipo denominado en la simulación como EQ1 es un tanque separador de agua amarga, que es un separador trifásico, en el que se acumula el agua y se lleva a cabo una ligera desgasificación de gases ácidos, así también de algunos hidrocarburos ligeros volátiles que pueden encontrarse en algunas corrientes de aguas amargas. Los vapores liberados se envían a través de la corriente 2, la misma que va a tratamientos posteriores. Adicionalmente, en este tanque se va a dar una separación de hidrocarburo líquido que pueda existir en el agua amarga, el cual va a formar una capa superior que se derramará hacia una cámara de aceite. En esta simulación no se incluyó hidrocarburos en la corriente de ingreso de agua amarga debido a que se necesitaría un análisis químico para conocer exactamente que hidrocarburos llegan hasta esta etapa, sin embargo, en la simulación se establece el tanque para realizar un diseño óptimo y que cubra todas las posibilidades.

La corriente 3, considerada únicamente agua amarga se transporta por medio de una bomba centrífuga (EQ2) a una presión de $3,5 \text{ kg/cm}^2$ al tanque de agua amarga (EQ3). El tanque EQ3 contribuye a la operación estable de la planta ya que permite el envío de un flujo constante de agua amarga hacia la columna de agotamiento.

Posteriormente, a través de una bomba centrífuga (EQ4) se transporta el agua amarga a un intercambiador de calor a una presión de 6 kg/cm^2 . El intercambiador de calor (EQ5) realiza el precalentamiento de la carga de agua amarga previo al ingreso a la columna, hasta una temperatura de 80°C con la ayuda de la corriente del fondo de la agotadora. Consecutivamente, la corriente precalentada se alimenta al plato 8 de la columna agotadora (EQ7).

La agotadora de agua amarga (EQ7) será una columna de 21 etapas, con platos de válvulas, sin condensador y con un rehervidor tipo termosifón. Para la operación adecuada de la misma la presión del domo será de $2,5 \text{ kg/cm}^2$, mientras que la presión en el rehervidor será de $3,5 \text{ kg/cm}^2$, adicionalmente la temperatura de operación en el domo será de 93°C y en el fondo de 126°C .



Para garantizar que las concentraciones de los contaminantes en el agua a la salida de la columna cumplan con los estándares de la norma, se coloca un reflujo con extracción parcial que se toma del plato número 6 mediante la bomba (EQ8). A continuación, el reflujo es transferido a un aerofriador (EQ9) y se retorna al primer plato de la torre. A la salida del enfriador se debe controlar la temperatura constante en 60°C.

Finalmente, el vapor del domo (gas ácido) se recupera por la parte superior de la columna y a través de la corriente 15 se envía a procesos posteriores. Si bien a partir de este punto ya no es objeto de estudio del presente trabajo de investigación, lo más recomendable sería enviar a una planta recuperadora de azufre tomando en cuenta que la temperatura en la corriente debe ser de 85°C para evitar la cristalización de las sales amoniacales.

El agua desflemada, es decir, aquella que sale por el fondo de la agotadora, abandona la columna a una temperatura de 126°C y posteriormente se dirige al intercambiador de calor (EQ5) para aprovechar la energía en el precalentamiento de la carga de la columna. Después, el agua se envía por una bomba (EQ10) a una presión de 7,7 kg/cm² hacia los procesos posteriores, de igual manera a esta corriente se le pueden dar diversos tratamientos de acuerdo a las aplicaciones, sin embargo, este aspecto no es objeto de análisis para la presente investigación.

La calidad del agua tratada en la planta, es decir, aquella que va por la corriente 14 cumplirá con la normativa ambiental, la misma que deberá tener una concentración máxima de 0,0002mg/L de ácido sulfhídrico y 0,02mg/L de amoniaco para garantizar de tal manera que este efluente puede ser descargado a fuentes naturales. En el diseño se instalará la bomba (EQ10) para tener flexibilidad a posibles aplicaciones diferentes a la descarga.

3.2.2. Simulación del proceso

Para iniciar la simulación en el software Aspen Plus® es fundamental especificar los componentes que van a intervenir en el proceso, se deben detallar tanto las materias primas, productos y compuestos de servicios. De tal manera, luego de crear un archivo nuevo para una simulación en blanco, se debe seleccionar el apartado *Properties* indicado en la figura 10-1.

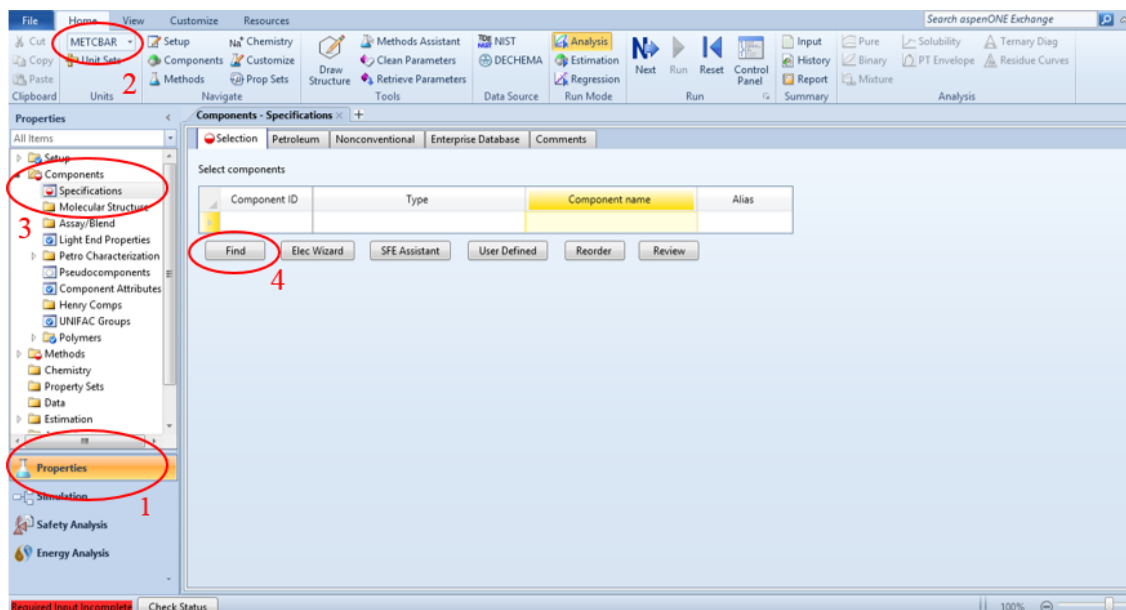
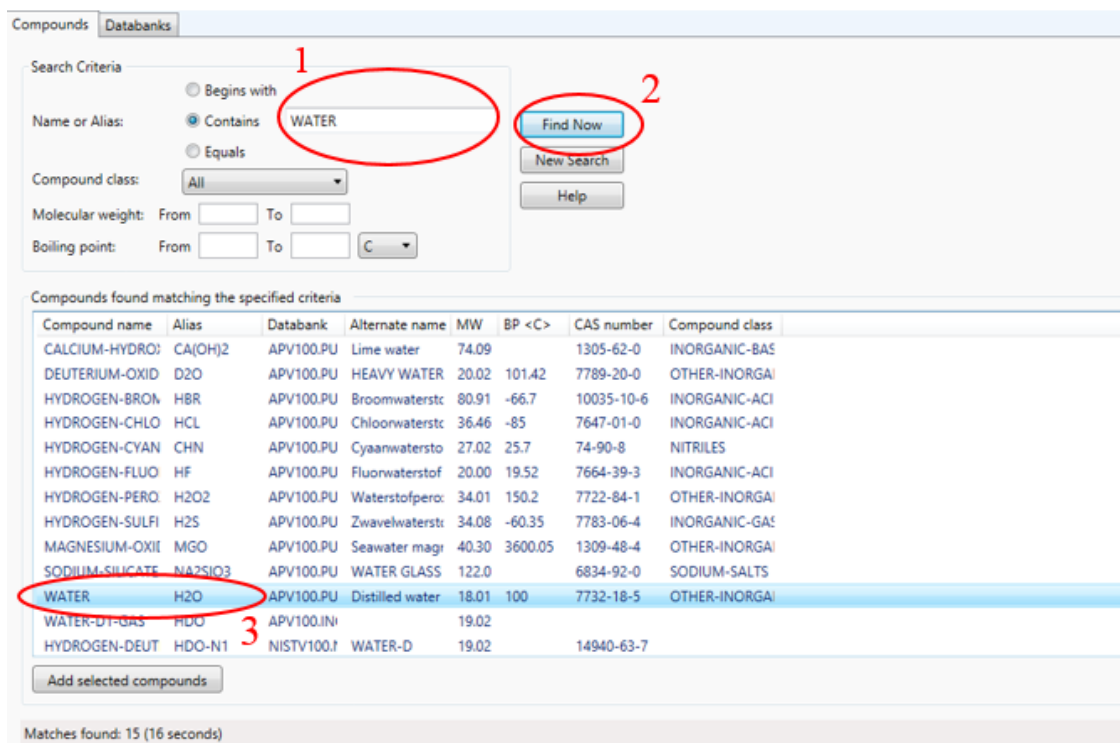


Figura 10. Pasos iniciales para la simulación en Aspen Plus®.

El siguiente paso dentro de la fase inicial de simulación es seleccionar el sistema de unidades que se desea utilizar de acuerdo a las especificaciones del proceso. Para la simulación del tratamiento de aguas amargas se escogió el sistema METCBAR como se indica en la figura 10-2, sin embargo, en pasos posteriores se variarán algunas unidades para poder compararlos con formatos técnicos que se utilizan en las plantas industriales.

Luego que se hayan configurado las unidades con las que se va a trabajar, se debe seleccionar el item *Specifications* en la carpeta *Components* como se muestra en la figura 10-3; posteriormente se buscan los componentes que se desean incluir en el proceso presionando el botón *Find* indicado en la figura 10-4.

A continuación, se abrirá la ventana que se muestra en la figura 11, donde se debe escribir el componente que se desea buscar y presionar el botón de *Find Now* (Figura 11-2), de tal manera se desplegará una ventana con algunos compuestos que el software presenta en base a lo escrito y se debe seleccionar el deseado (Figura 11-3).



Compounds found matching the specified criteria

Compound name	Alias	Databank	Alternate name	MW	BP <C>	CAS number	Compound class
CALCIUM-HYDRO:	CA(OH)2	APV100.PU	Lime water	74.09		1305-62-0	INORGANIC-BAS
DEUTERIUM-OXID	D2O	APV100.PU	HEAVY WATER	20.02	101.42	7789-20-0	OTHER-INORGA
HYDROGEN-BROM	HBR	APV100.PU	Broomwaterstc	80.91	-66.7	10035-10-6	INORGANIC-ACI
HYDROGEN-CHLO	HCL	APV100.PU	Chloowaterstc	36.46	-85	7647-01-0	INORGANIC-ACI
HYDROGEN-CYAN	CHN	APV100.PU	Cyaanwatersto	27.02	25.7	74-90-8	NITRILES
HYDROGEN-FLUO	HF	APV100.PU	Fluorwaterstof	20.00	19.52	7664-39-3	INORGANIC-ACI
HYDROGEN-PERO	H2O2	APV100.PU	Waterstofpero:	34.01	150.2	7722-84-1	OTHER-INORGA
HYDROGEN-SULFI	H2S	APV100.PU	Zwavelwaterstc	34.08	-60.35	7783-06-4	INORGANIC-GAS
MAGNESIUM-OXII	MGO	APV100.PU	Seawater magr	40.30	3600.05	1309-48-4	OTHER-INORGA
SODIUM-SILICATE	NA2SIO3	APV100.PU	WATER GLASS	122.0		6834-92-0	SODIUM-SALTS
WATER	H2O	APV100.PU	Distilled water	18.01	100	7732-18-5	OTHER-INORGA
WATER-D1-GRS	HDO	APV100.INI		19.02			
HYDROGEN-DEUT	HDO-N1	NISTV100.I	WATER-D	19.02		14940-63-7	

Figura 11. Ventana para la selección de componentes en Aspen Plus®.

3.2.2.1. Selección del modelo para el cálculo de las propiedades termodinámicas

Para la selección del modelo termodinámico, previamente deben estar ingresados todos los componentes con los que se va a trabajar, tal como se presenta en la figura 12, y consecutivamente se debe seleccionar la carpeta *Methods* e ingresar a la opción *Specifications* (Figura 12-1).

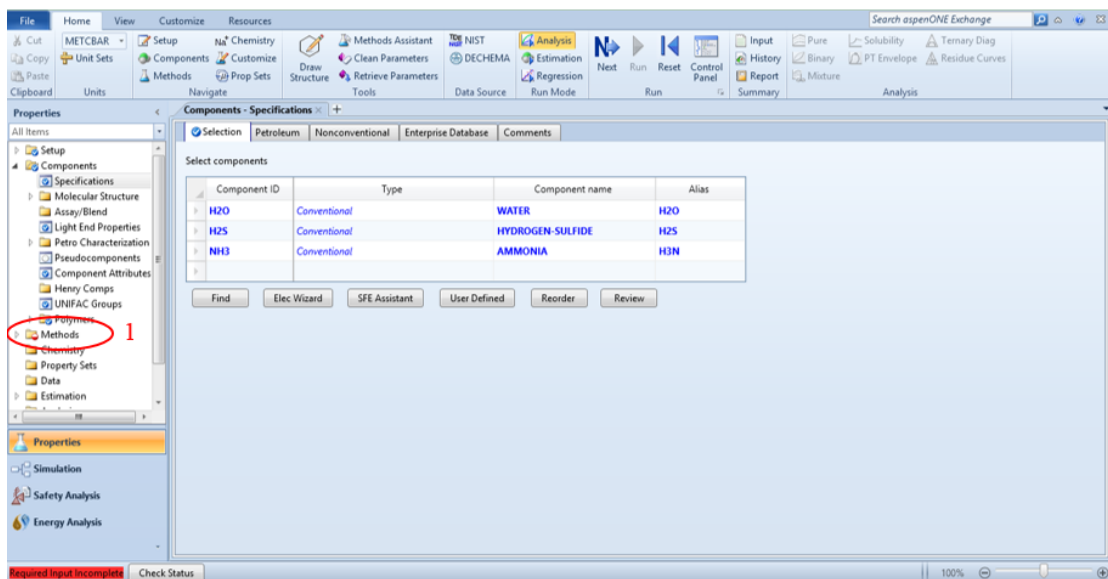


Figura 12. Selección del modelo termodinámico en Aspen Plus®.

Para poder ingresar al software el modelo termodinámico se debe seleccionar el más adecuado de una lista muy amplia, la misma que se presentan en la tabla 8. Este paso es el más importante dentro de la simulación de cualquier proceso industrial, ya que cada paquete contiene una serie de propiedades específicas que se interrelacionan y serán fundamentales para los cálculos internos que realice el programa. Al momento de realizar dicha selección juega un papel muy importante el criterio del Ingeniero Químico, pues la calidad de la simulación y la proximidad a la realidad dependerán en gran parte de este paso (Aspen Technology, 2000; Carlson, 1996).

Tabla 8

Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en un simulador

Modelos de Propiedades Termodinámicas	
Ecuaciones de Estado	Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starling
	Hayden-O'Connell*
	Hydrogen-fluoride equation of state for hexamerization*
	Ideal gas law*
	Lee-Kesler (LK)
	Lee-Kesler-Plocker
	Peng-Robinson (PR)
	Perturbed-Hard-Chain
	Predictive SRK
	Peng-Robinson Stryjek-Vera (PRSV)
	Redlich-Kwong (RK)
	Redlich-Kwong-Soave (RKS)
	RKS or PR with Wong-Sandler mixing rule
	RKS or PR with modified-Huron-Vidal-2-mixing rule
	Sanchez-Lacombe for polymers
Coefficiente de Actividad	Electrolyte NRTL
	Flory-Huggins
	NRTL
	Scatchard-Hildebrand
	UNIQUAC
	UNIFAC
	Van Laar
Wilson	
Especiales	API sour-water method
	Braun K-10
	Chao-Seader
	Grayson-Streed
	Kent-Eisenberg
	Steam Tables

*No usado para fase líquida

Fuente: (Aspen Technology, 2000; Carlson, 1996).

Hoy en día se tienen algunas alternativas para realizar la selección del modelo termodinámico, entre las cuales las principales opciones son por medio de árboles de decisión o por medio de tablas donde se indica el modelo más adecuado para cada aplicación, de cualquier manera se deben tomar en consideración los siguientes cuatro factores para realizar la selección (Carlson, 1996):

- a. Naturaleza de las propiedades de interés.
- b. Composición de la mezcla.
- c. El rango de presión y temperatura.
- d. La disponibilidad de los parámetros.

El método más sencillo para la selección es por medio del árbol de decisión como indica Carlson (2019), de tal forma en las figuras 13, 14 y 15 se exhiben los diagramas a seguir para encontrar el modelo termodinámico.

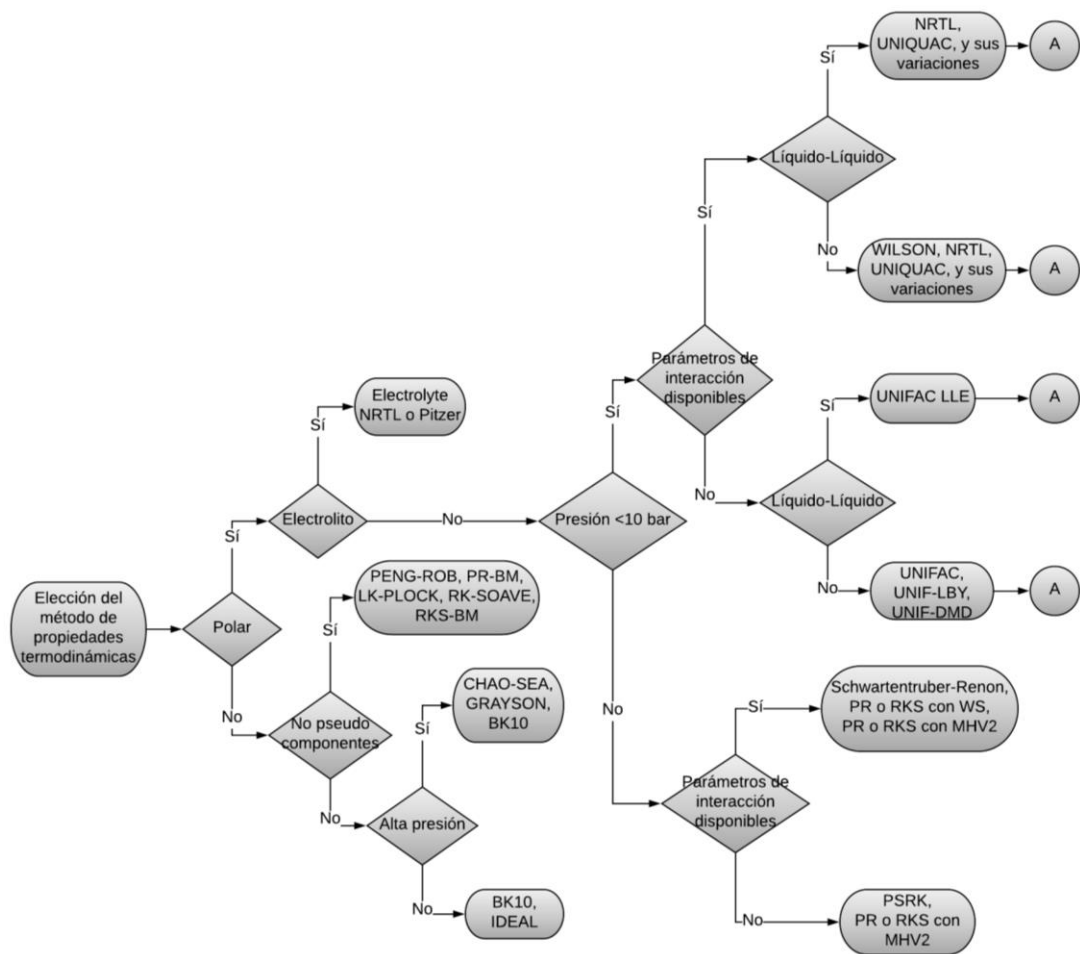


Figura 13. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico (I Parte).

Fuente: (Carlson, 1996).

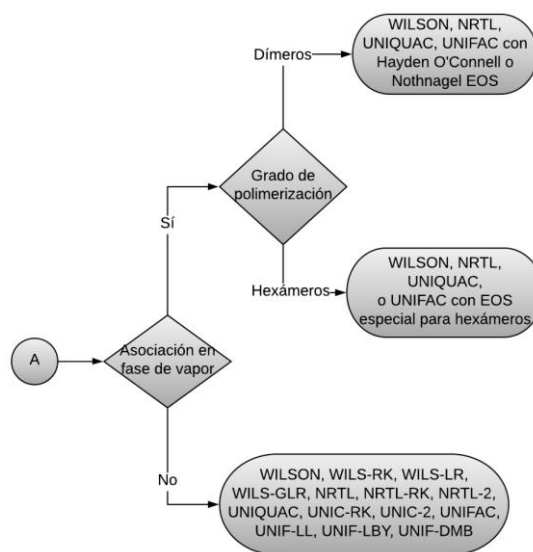


Figura 14. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico (II Parte).

Fuente: (Carlson, 1996).

Los modelos termodinámicos para el proceso de tratamiento de aguas amargas que se escogen de acuerdo a la figura 13, 14 y 15 son el *Electrolyte NRTL* y *NRTL* (modelos de coeficiente de actividad), debido a que se trata de un proceso con compuestos polares y electrolíticos en solución.

Si bien el modelo *Electrolyte NRTL*, se puede aplicar para la simulación, al realizar la misma no se ajusta de manera adecuada a las condiciones del proceso, por ejemplo, no cumple las exigencias de temperatura en la columna agotadora y difiere en las condiciones reales de operación. Por tanto, se analiza el otro modelo para el cálculo de las propiedades termodinámicas, para dicho análisis se toma en cuenta el diagrama indicado por Elliott y Lira (1998), mismo que se presenta en la figura 15.

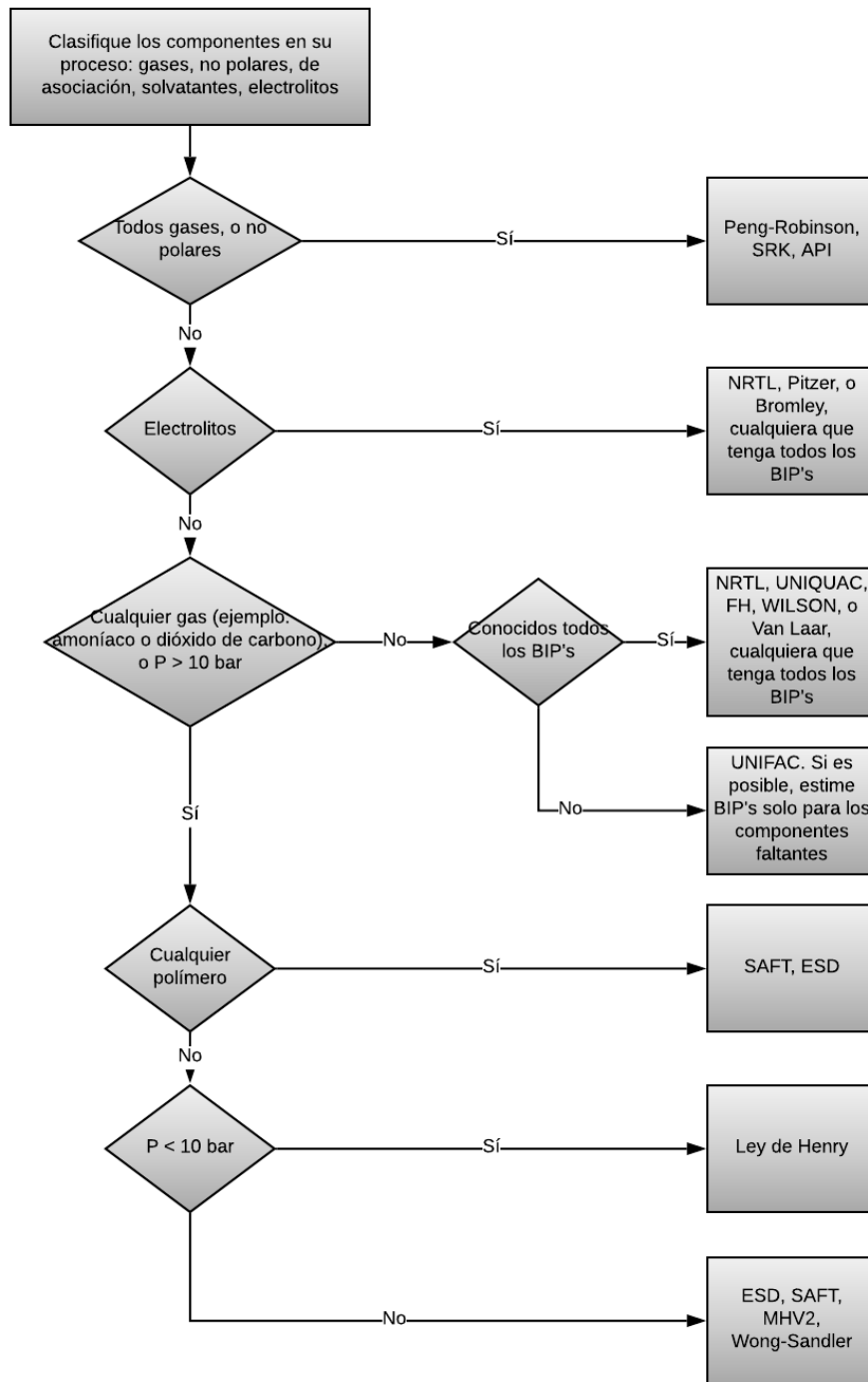


Figura 15. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico.

Fuente: (Elliott & Lira, 1998).

En el diagrama presentado en la figura 15, se indica que el modelo de coeficientes de actividad *NRTL* es de igual manera factible para los compuestos del proceso que se busca simular, el cual es aplicable para componentes polares y electrolíticos, adicionalmente este método de cálculo es uno de los más aplicados para la industria petrolera; por lo tanto, para realizar la simulación de la planta de tratamiento de aguas amargas se utilizará el mencionado modelo (Elliott & Lira, 1998; Godoy, Rodríguez, & Scenna, 2008).

Una vez que se ha seleccionado el modelo termodinámico se procede a detallarlo en el software Aspen Plus® como se indica en la figura 16-1.

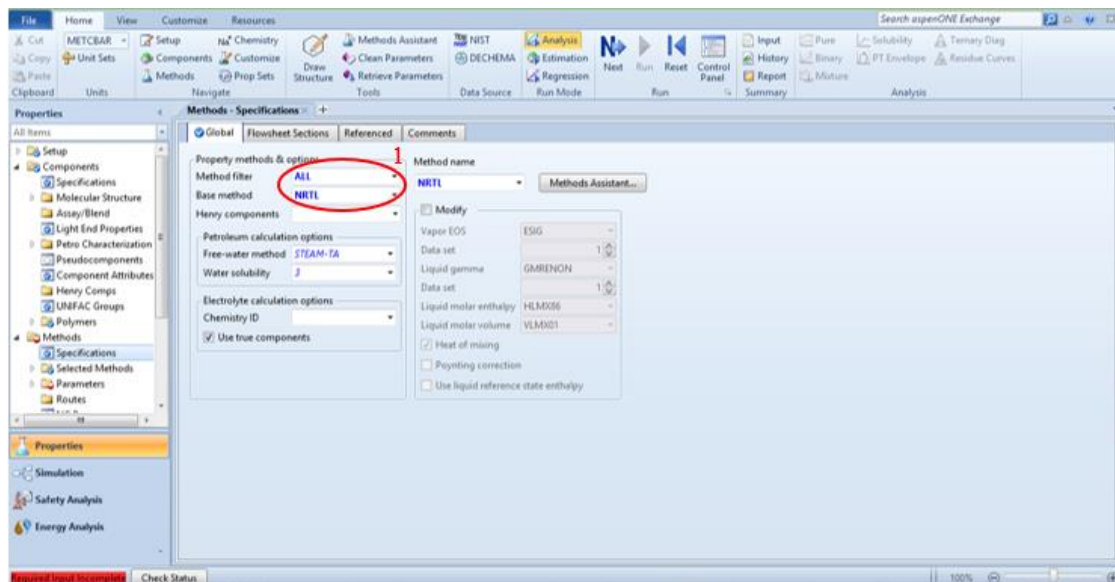


Figura 16. Ingreso del modelo seleccionado en el simulador de procesos.

Posteriormente se verifica que las secciones *Parameters* y *Binary Interaction* se validen como se muestra en la figura 17-1. Cuando se haya cumplido todo lo descrito anteriormente, la sección *Check Status* presentará el mensaje “*Required properties input complete*” (figura 17-2) de tal modo se continua a la sección *Simulation* (figura 17-3) en donde se ingresarán los equipos y las condiciones de operación de la planta.

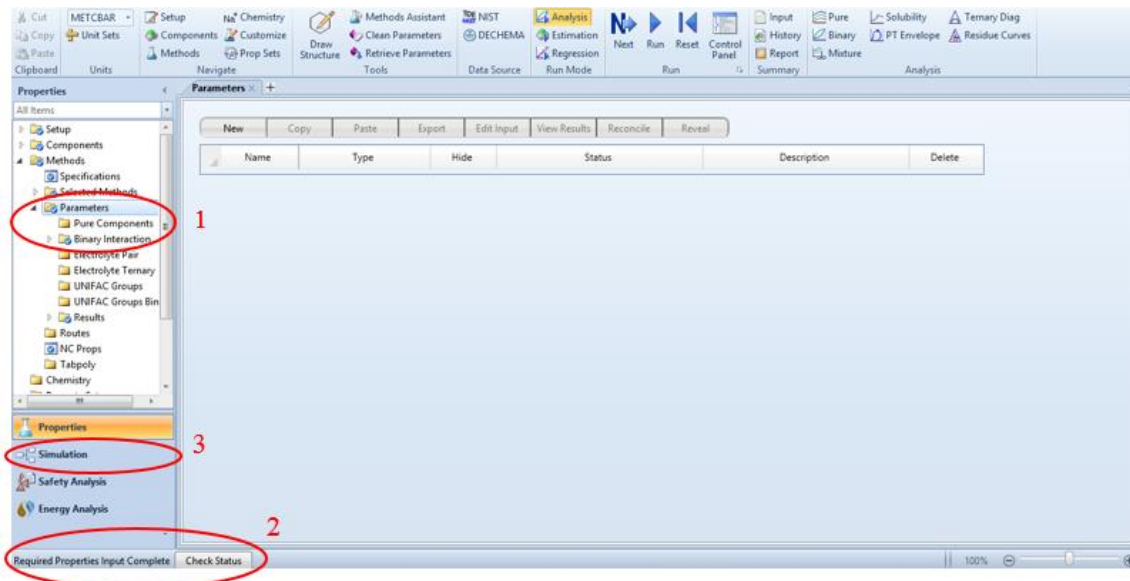






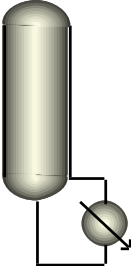





Figura 17. Validación de las interacciones binarias en el simulador Aspen Plus®.

3.2.2.2. División del proceso en secciones y selección de los equipos necesarios

Para realizar la simulación se deben definir las distintas etapas que se tienen que cumplir a lo largo del proceso, de la misma manera, es importante escoger los equipos que se utilizarán pues de esto dependerán las condiciones a especificar para cada uno de ellos, para lo cual en la tabla 9 se presenta un resumen de lo mencionado.

Tabla 9
Secciones del proceso y equipos seleccionados para la simulación

Sección del Proceso	Equipo seleccionado en Aspen Plus®		Nombre del equipo en la simulación
Separación agua amarga	Flash		EQ1
Bomba	Pump		EQ2
Tanque acumulador	Mixer		EQ3
Bomba	Pump		EQ4
Intercambiador de calor	HeatX		EQ5
Válvula	Valve		EQ6
Columna Agotadora	RadFrac		EQ7
Bomba	Pump		EQ8
Aeroenfriador	Heater		EQ9
Bomba	Pump		EQ10

3.2.2.3. Definición de características de las corrientes de entrada

Una vez que se ha seleccionado la opción *Simulation* (figura 17-3), se debe colocar la primera unidad del proceso, para esto se utiliza el *Model Palette* (figura 18), en el que se encontrarán los distintos equipos como por ejemplo: mezcladores, separadores, intercambiadores, columnas, reactores, bombas, entre otros.

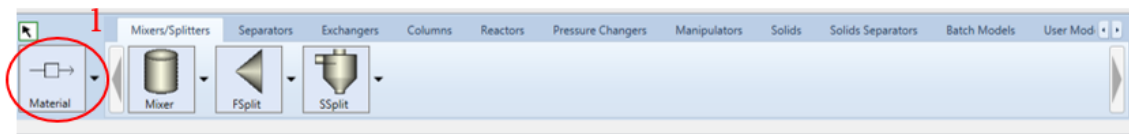


Figura 18. Model Palette de Aspen Plus®.

Luego que se ha ingresado el primer equipo se selecciona la opción *Material* mostrada en la figura 18-1, de tal modo en la pantalla principal de la simulación (*Main Flowsheet*) aparecerán las corrientes, se escoge aquella que ingresa a la unidad y ahí se especifican las condiciones de alimentación a la planta (figura 19), de acuerdo a la tabla 7 que presenta los datos reales recopilados en la visita técnica a la refinería de Esmeraldas.

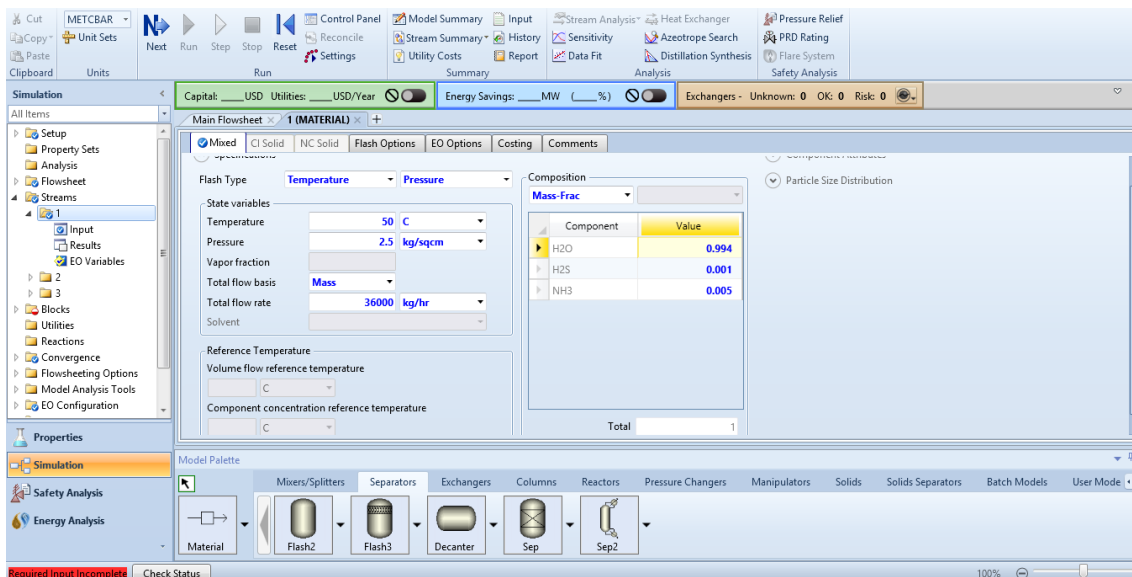


Figura 19. Especificación de las condiciones de alimentación.

3.2.2.4. Especificaciones de los equipos y condiciones de operación

3.2.2.4.1. Separación de agua amarga

El agua amarga proveniente de procesos previos se une en la corriente 1 indicada en la figura 20, que será denominada como línea de alimentación a la planta, y las condiciones de dicho flujo fueron especificadas anteriormente. El agua ingresa en un tanque separador trifásico, para lo cual en Aspen Plus® se ingresa un *Flash*, y posteriormente se ingresan las corrientes 2 y 3 con la ayuda del *Model Palette* (figura 18-1).

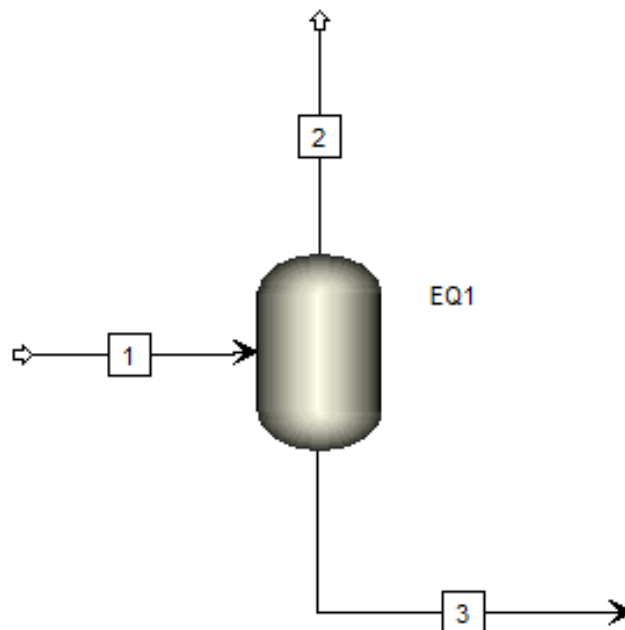


Figura 20. Detalle de las corrientes del tanque separador de agua amarga EQ1.

Los datos que se especifican para el modelo Flash serán los mostrados en la tabla 10.

Tabla 10
Especificación del tanque separador de agua amarga

Parámetro	Tanque separador de agua amarga EQ1
Temperatura [°C]	50
Presión [kg/cm ²]	0,5
Fases válidas	Vapor - Líquido

En el equipo (EQ1) se dará una ligera desgasificación de distintos gases ácidos provenientes de la corriente de alimentación, así también se eliminarán algunos hidrocarburos volátiles que podrían encontrarse en el agua amarga. La corriente 2 conocida como desfogue ácido será la que conduzca los gases a procesos posteriores.

Por otra parte, el tanque (EQ1) tendrá la funcionalidad de permitir que se forme una capa superior de residuos de hidrocarburos que se derramará hacia una cámara de aceite. Sin embargo, en la presente simulación no se ha tomado en cuenta las posibles trazas de hidrocarburos. La corriente 3, será aquella que transporte únicamente agua amarga.

De dicho tanque se extrae el agua amarga a través de una bomba centrífuga indicada en la figura 21.

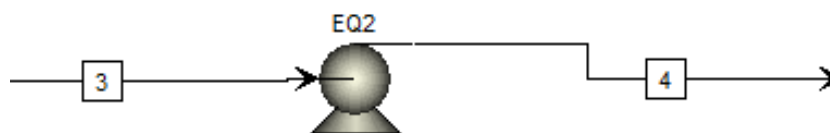


Figura 21. Detalle de las corrientes de la bomba EQ2.

Las especificaciones que se realizan para el equipo (EQ2) (primera bomba centrífuga) se muestran en la tabla 11. El valor de la eficiencia para todas las bombas de la planta se detallará en 65% debido a que para la operación normal de bombas centrífugas los valores comunes se manejan en el rango del 60 a 80% (Mott, 2006).

Mientras que la presión de descarga de cada una de las bombas se detallará de acuerdo a las necesidades del equipo subsiguiente.

Tabla 11
Especificación de bomba centrífuga EQ2

Parámetro	Bomba EQ2
Modelo	<i>Pump</i>
Presión de descarga [kg/cm ²]	3,5
Eficiencia de la bomba	0,65

3.2.2.4.2. Acumulación de agua amarga

La bomba (EQ2) transfiere el agua amarga al tanque acumulador (EQ3) por medio de la corriente 4 (figura 22), el mencionado equipo contribuye a la operación normal y continua de la planta de aguas amargas ya que facilita el envío de flujo constante hacia la columna agotadora.

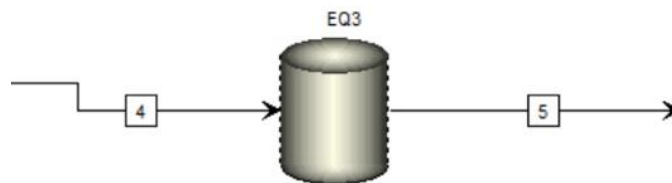


Figura 22. Detalle de las corrientes del tanque acumulador de agua amarga EQ3.

La descripción del equipo se lo indica en la figura 23.

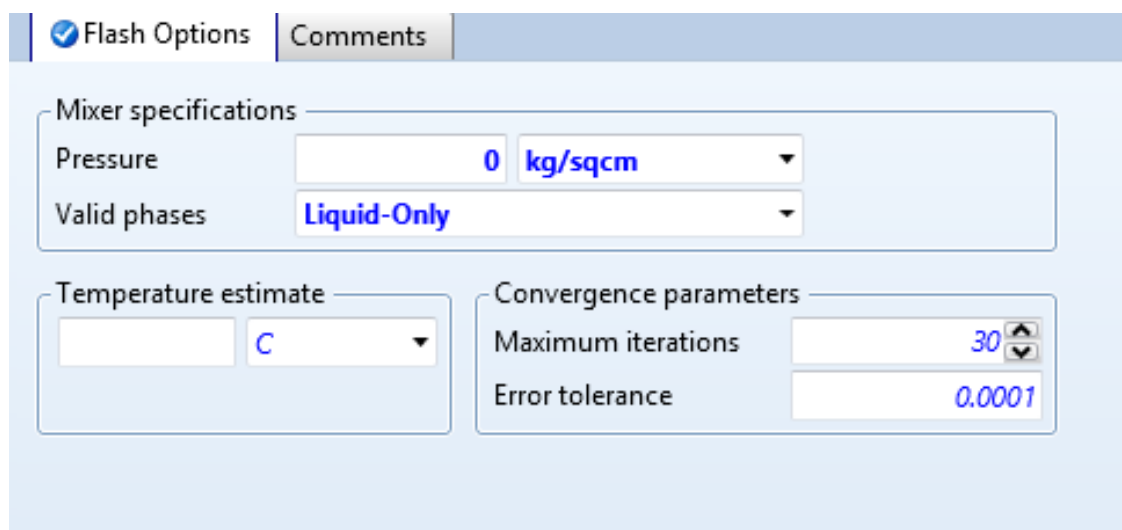


Figura 23. Especificaciones para el tanque EQ3 ingresadas en el simulador de procesos.

El agua amarga del tanque (EQ3) se transporta mediante una segunda bomba centrífuga (EQ4) la misma que se detalla en la figura 24.

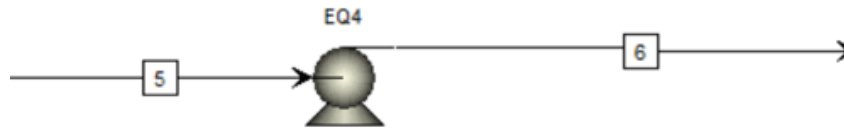


Figura 24. Detalle de las corrientes de la bomba EQ4.

Los datos que se ingresarán en el simulador para la bomba (EQ4) se puntualiza en la tabla 12.

Tabla 12
Especificación de bomba centrífuga EQ4

Parámetro	Bomba EQ4
Modelo	<i>Pump</i>
Presión de descarga [kg/cm ²]	6
Eficiencia de la bomba	0,65

3.2.2.4.3. Pre calentamiento de carga para columna agotadora

El agua amarga llega por medio de la corriente 6 al intercambiador de calor (EQ5), que será el encargado de precalentar la carga previo al ingreso a la columna agotadora, el detalle del equipo se muestra en la figura 25.

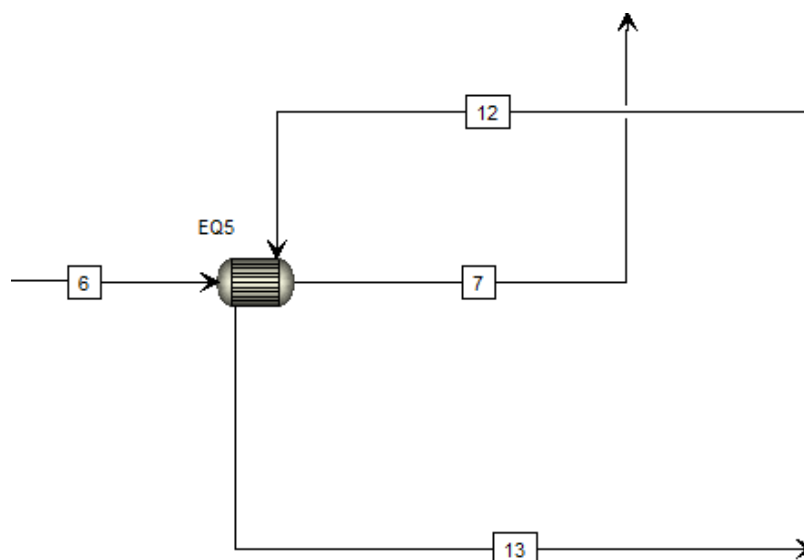


Figura 25. Detalle de las corrientes del intercambiador de calor EQ5.

En el intercambiador de calor se debe especificar que el agua amarga ingresará por el lado tubos, los detalles de las condiciones del equipo (EQ5) se desglosan en la tabla 13.

Tabla 13
Especificación del intercambiador de calor EQ5

Parámetro	Intercambiador de calor EQ5	Valores [°C]
Modelo	Tubos y coraza	-
Fluido caliente	Lado coraza	-
Especificación	Temperatura de salida de la corriente fría	80

Los parámetros que se deben ingresar en Aspen Plus® para el intercambiador de calor son claves para poder obtener la temperatura deseada al ingreso de la columna y para conseguir algunos parámetros de diseño de dicho equipo. Se muestra en la figura 26-1 el modelo que se debe especificar, adicionalmente en la figura 26-2 se detalla por donde irá el fluido caliente y en la figura 26-3 la dirección de los flujos.

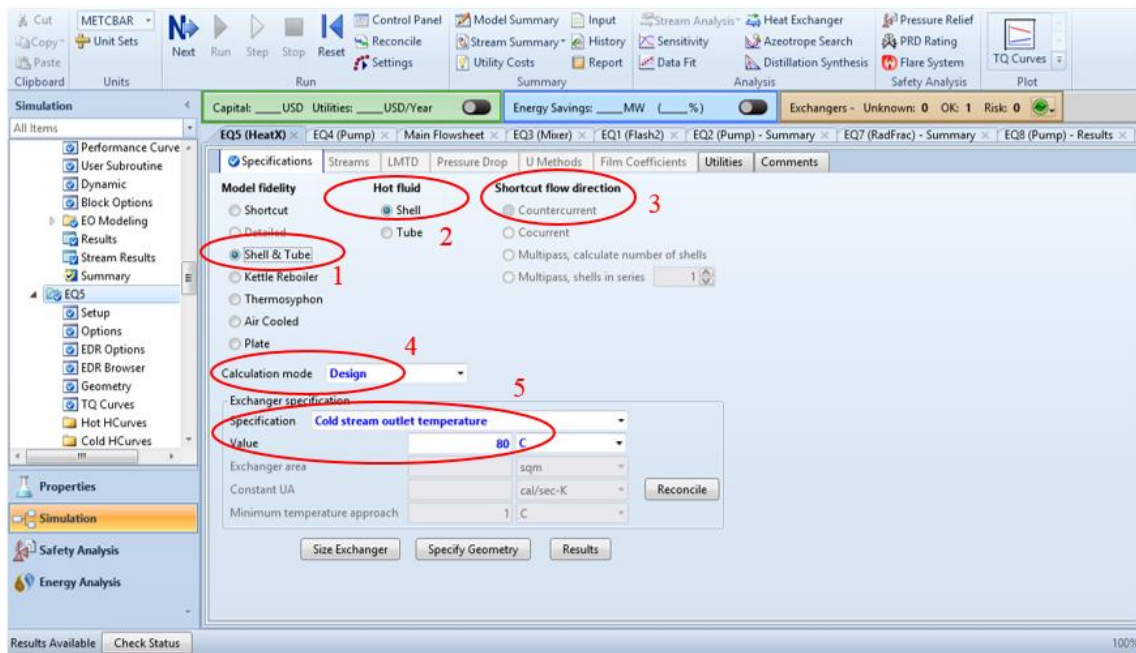


Figura 26. Especificaciones para el intercambiador de calor EQ5 ingresadas en Aspen Plus®.

En la sección *Calculation mode* (figura 26-4) se debe especificar la opción *Design* para obtener los parámetros deseados; y con respecto a las especificaciones del intercambiador (figura 26-5) se deberá escoger la opción *Cold stream outlet temperature*, y se ingresará un valor de 80°C de acuerdo a lo planteado en la tabla 13.

Luego que se ha concluido el diseño del intercambiador, se coloca una válvula cuya función será el control del flujo y presión de ingreso a la columna, en consecuencia, se detalla la distribución del equipo (EQ6) con las respectivas corrientes y parámetros ingresados en el software (figura 27 y 28).

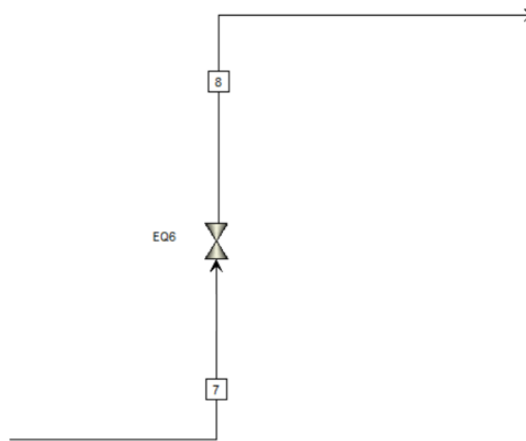


Figura 27. Distribución de las corrientes de la válvula (EQ6).

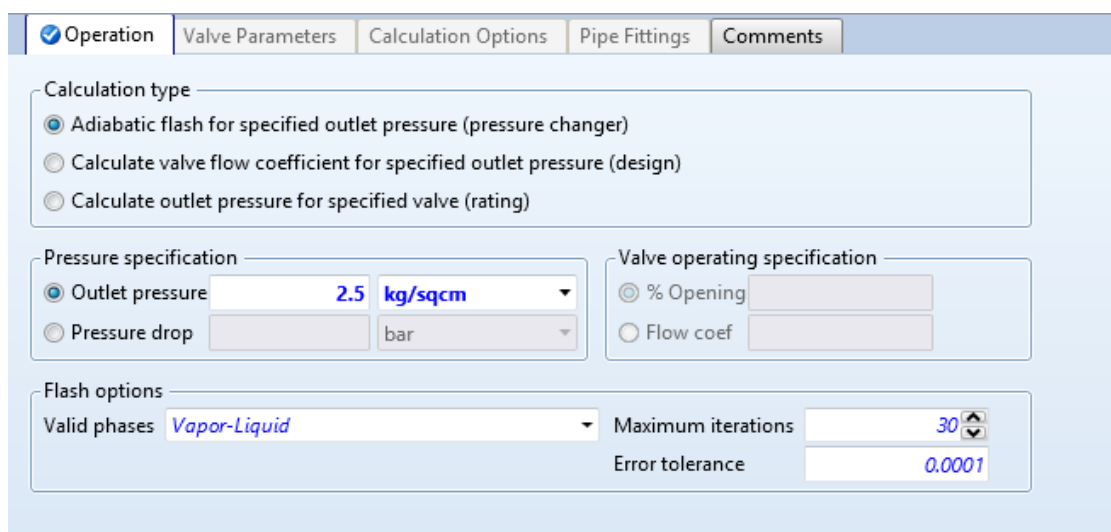


Figura 28. Especificaciones para la válvula EQ6 ingresadas en Aspen Plus®.

3.2.2.4.4. Separación de los contaminantes del agua

La columna de agotamiento es el equipo primordial para eliminar los contaminantes (amoníaco y ácido sulfhídrico) del agua amarga, para el diseño de la misma en Aspen Plus® se debe comenzar realizando el diseño de una columna por un método corto de tal forma se escoge una columna *DSTWU* indicada en la figura 29.

Esta metodología sirve para realizar un estimado inicial de algunas condiciones de la columna, como por ejemplo: el número mínimo de etapas teóricas, la ubicación de la etapa de alimentación, la distribución de componentes, el reflujo, el calor del rehedidor, temperatura del destilado, temperatura del fondo de la columna, entre otros más. La columna *DSTWU* está basada en el modelo *Winn-Underwood-Gilliland* y el diseño por esta técnica únicamente es preliminar, es decir, es un punto de partida para realizar el diseño riguroso (Cardona, Sánchez, Montoya, & Quintero, 2005; Rivera, 2017).

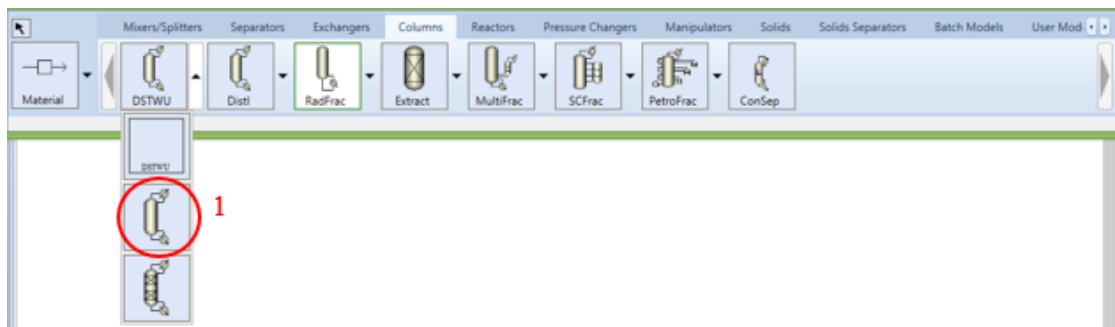


Figura 29. Selección de la columna en Aspen Plus® utilizando el modelo corto DSTWU.

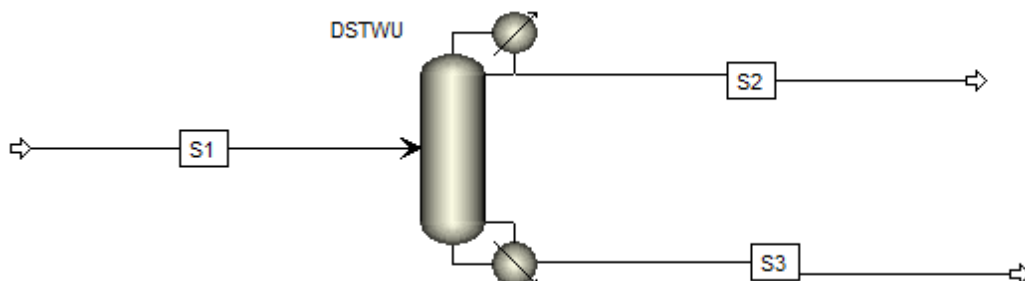


Figura 30. Distribución de las corrientes para la columna del modelo corto DSTWU.

La distribución de las corrientes del modelo *DSTWU* se presenta en la figura 30. Para el diseño de esta columna sencilla se utiliza el valor heurístico de presión 15 psia para el condensador y rehervidor, así como el valor mínimo de reflujo de -1,35; el signo negativo en el diseño de Aspen permite que el software lo tome como valor de reflujo (figura 31) (Rivera, 2017). Cabe mencionar que las especificaciones de la corriente S1 son las mismas condiciones resultantes de la corriente 8 luego de la simulación parcial de los primeros equipos indicados.

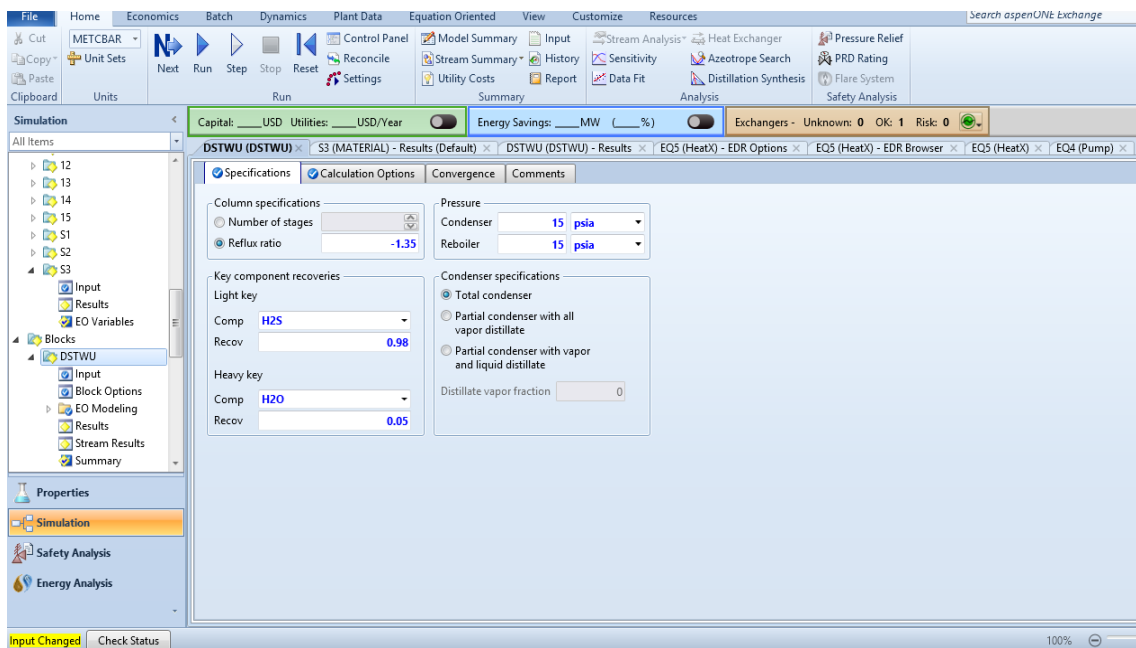


Figura 31. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna del modelo corto DSTWU.

Para el diseño es importante especificar que el componente ligero (*Light Key*) será el ácido sulfhídrico y el agua será el componente pesado (*Heavy Key*). En la sección *Recov* de cada uno de los compuestos antes mencionados se especifica la fracción estimada de recuperación en la corriente que sale del condensador. Se estima en un 98% la fracción de recuperación del H₂S y en un 0,05 el H₂O, estas cantidades de igual manera son valores heurísticos.

Una vez que se corre la simulación se obtienen los resultados preliminares de diseño para la columna en donde se indica lo descrito en la tabla 14.

Tabla 14*Resultados obtenidos en Aspen Plus® para el modelo corto DSTWU*

Parámetro	Valor
Número de etapas	15
Etapas de alimentación	10
Reflujo mínimo	0,05
Calor requerido en el rehervidor [cal/s]	195760
Temperatura del destilado [°C]	60,60
Temperatura del fondo [°C]	100,06

Para un análisis adecuado es necesario tomar en consideración los parámetros obtenidos de la tabla 14, pero también es imprescindible analizar el resultado que se consigue en las corrientes S2 y S3 indicadas en la figura 30, esto con el objetivo de verificar si con las condiciones descritas se cumple la cantidad de contaminantes removidos. A continuación, se presenta los resultados de las corrientes para la simulación del modelo corto.

Tabla 15*Resultados de las corrientes S2 y S3 en la simulación del modelo corto DSTWU*

Parámetro	Corriente S2	Corriente S3
Flujo másico total [kg/h]	1959,88	34040,10
Flujo másico H ₂ O [kg/h]	1789,20	33994,80
Flujo másico H ₂ S [kg/h]	35,28	0,72
Flujo másico NH ₃ [kg/h]	135,40	44,60
Fracción masa H ₂ O	0,913	0,999
Fracción masa H ₂ S	0,018	2,12E-5
Fracción masa NH ₃	0,069	0,001

En base a los resultados alcanzados en el diseño preliminar de la columna y comparando con los datos reales de operación obtenidos en la visita a la refinería de Esmeraldas, se procede a realizar el diseño riguroso, por tanto, se va a utilizar una columna *STRIP2* de tipo *RADFRAC* que utiliza las ecuaciones MESH (Cardona et al., 2005), dicha selección se realiza en el *Model Palette* como se muestra en la figura 32.

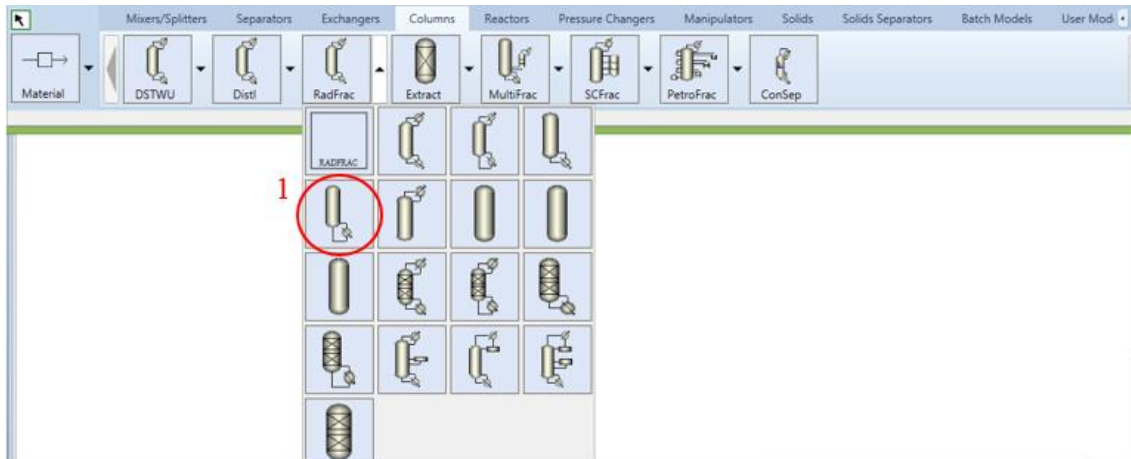


Figura 32. Selección de la columna STRIP2 en Aspen Plus® para la planta de tratamiento de aguas amargas.

Una vez que se ha escogido la columna se procede a conectar las respectivas corrientes como se muestra en la figura 33, y se detalla cada una de ellas en la tabla 16.

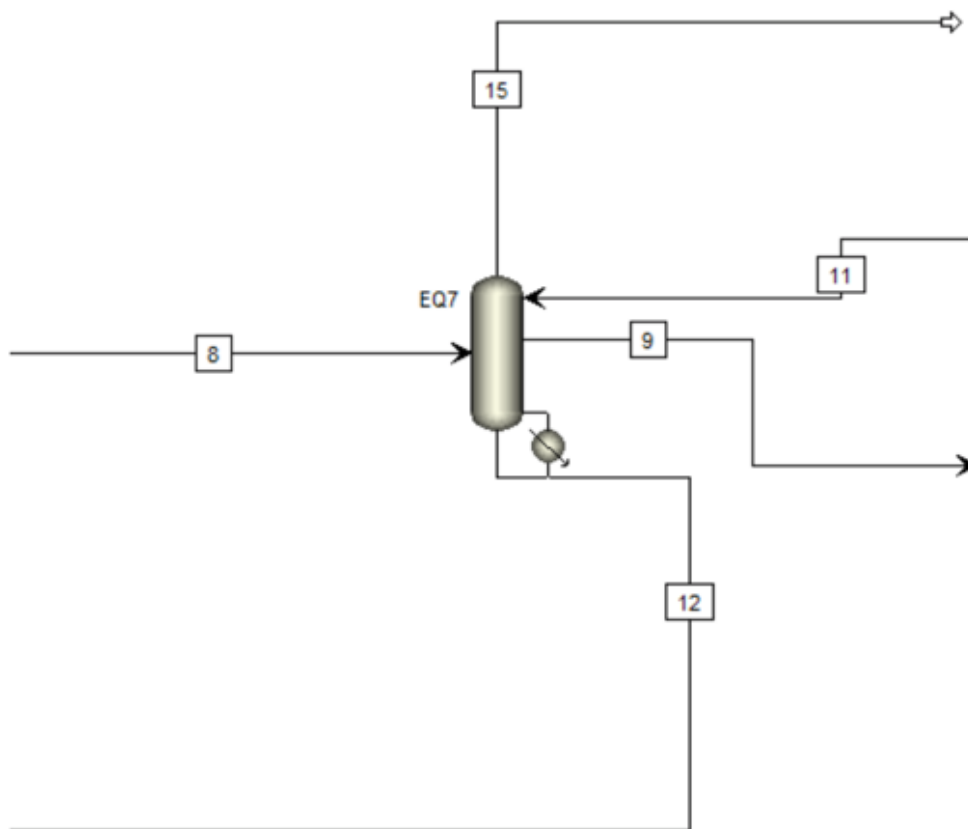


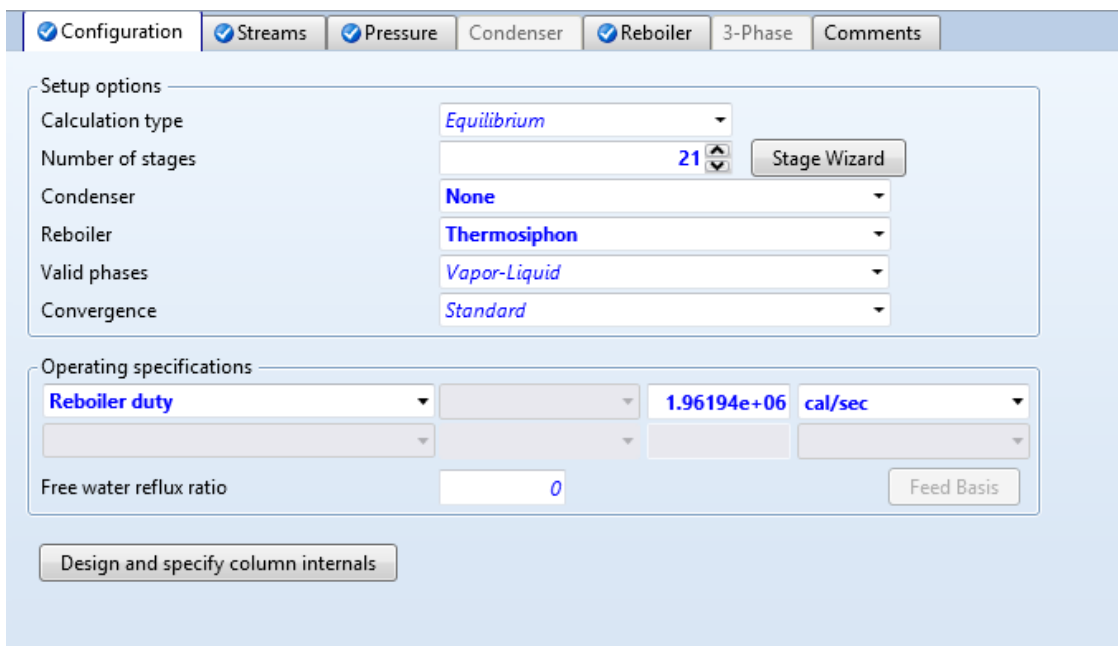
Figura 33. Distribución de las corrientes de la columna agotadora (EQ7).

Tabla 16*Descripción de cada corriente para la columna por el método riguroso*

Número de corriente	Descripción
8	Alimentación a la columna
9	Salida de la columna para reflujo
11	Entrada a la columna del reflujo
12	Salida del agua desflemada (sin contaminantes)
15	Salida de vapores ácidos (contaminantes)

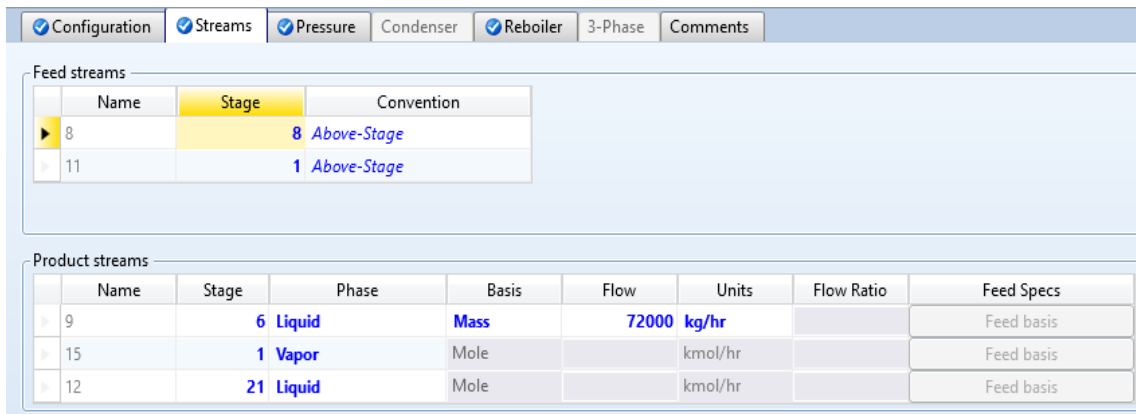
En el diseño corto se utilizó una columna con condensador y rehervidor, pues la metodología lo indica de esta manera. Sin embargo, en la simulación real de la columna únicamente se tiene el rehervidor como se demuestra en la figura 33, esto de acuerdo a diseños de otras plantas semejantes tanto en Ecuador como en otros países.

Para el diseño riguroso de la columna se tomará como base los resultados obtenidos del diseño por el método corto DSTWU, sin embargo, para cumplir con la calidad del agua tratada, se modificarán ciertos parámetros en función de condiciones reales de operación de plantas semejantes, el detalle de las especificaciones ingresadas en el software se indican en la figura 34.

**Figura 34.** Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (I parte).

Entre las especificaciones fundamentales para la columna se detalla que el número de etapas será de 21, el tipo de cálculo será en equilibrio, adicionalmente como se ha indicado la columna no tendrá condensador y el rehervidor será tipo termosifón. Dentro de la sección *Operating specifications* se detalla la opción *Reboiler duty* con un valor de 1,96194E6 cal/s.

El siguiente paso en la simulación es colocar las corrientes de alimentación y de productos; para cada una de ellas se detalla la etapa de entrada o salida respectivamente, así también como la fase en la que se encuentran. En el presente estudio la alimentación se realizará en la etapa número 8, y la salida para el reflujo será en la etapa 6 (figura 35).



The screenshot shows a software interface with several tabs: Configuration, Streams, Pressure, Condenser, Reboiler, 3-Phase, and Comments. The 'Streams' tab is active, displaying two sections: 'Feed streams' and 'Product streams'.

Feed streams table:

Name	Stage	Convention
8	8	Above-Stage
11	1	Above-Stage

Product streams table:

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow Ratio	Feed Specs
9	6	Liquid	Mass	72000	kg/hr		Feed basis
15	1	Vapor	Mole		kmol/hr		Feed basis
12	21	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 35. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (II parte).

Adicionalmente, para la simulación se ingresa la presión de la columna en la primera etapa como se muestra en la figura 36, y se especifica la presión en el rehervidor (figura 37).

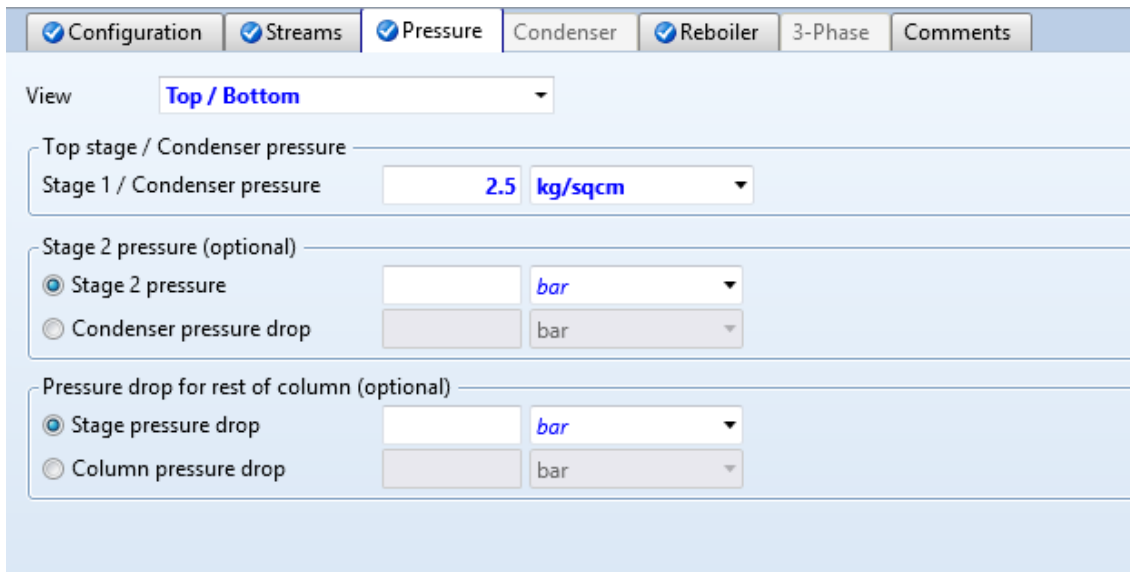


Figura 36. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (III parte).

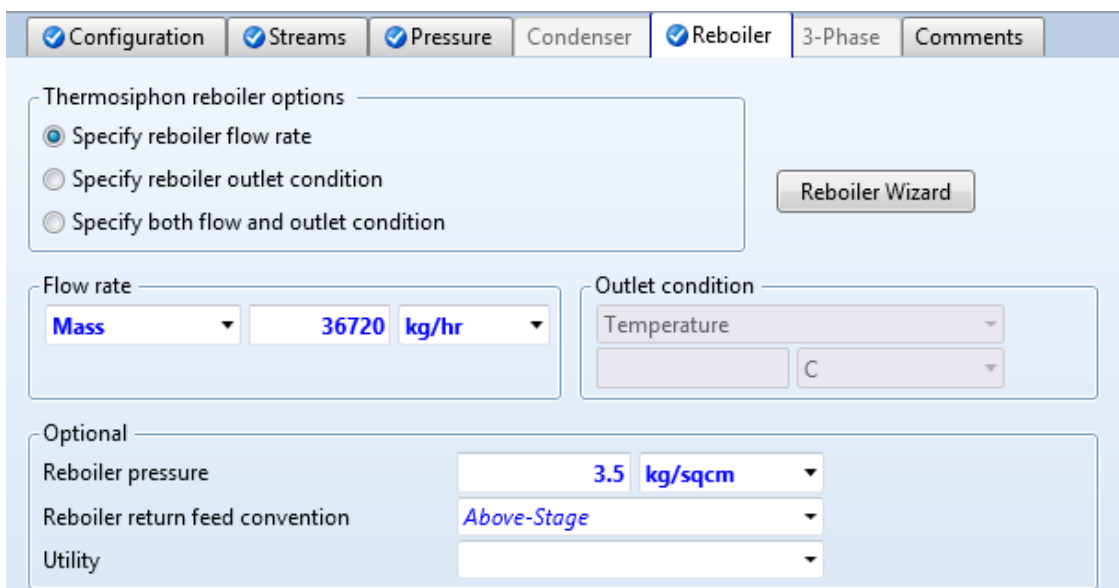


Figura 37. Especificaciones ingresadas en el simulador para la columna agotadora (IV parte).

Para la salida del reflujo es necesario que la corriente sea extraída por medio de una bomba para lo cual se detalla el equipo (EQ8) en la figura 38.

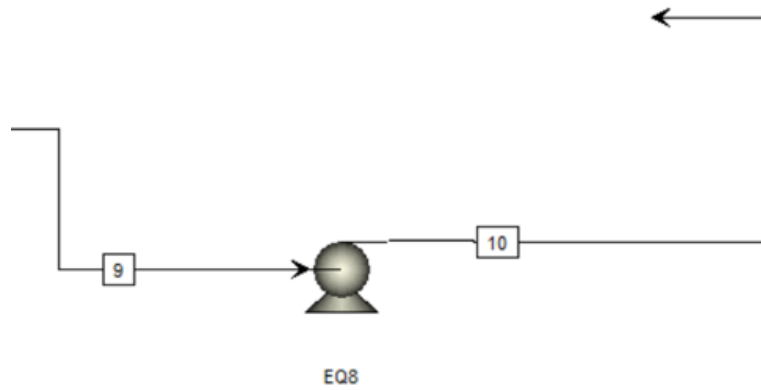


Figura 38. Distribución de las corrientes para la bomba (EQ8).

Las condiciones que deberá cumplir la bomba serán las indicadas en la tabla 17.

Tabla 17
Especificación de bomba centrífuga EQ8

Parámetro	Bomba EQ8
Modelo	<i>Pump</i>
Presión de descarga [kg/cm ²]	6,5
Eficiencia de la bomba	0,65

3.2.2.4.5. Enfriamiento del reflujo

Una vez que la bomba extrae a la corriente 9 de la columna, esta debe ser enfriada hasta la temperatura de 60°C, de tal forma se utiliza un aereofriador (EQ9) que se encuentra situado a continuación del equipo (EQ8), los detalles de las corrientes para el enfriador se presenta en la figura 39.

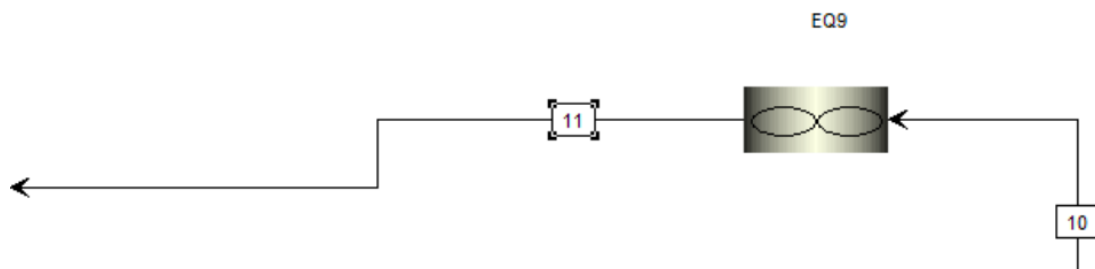
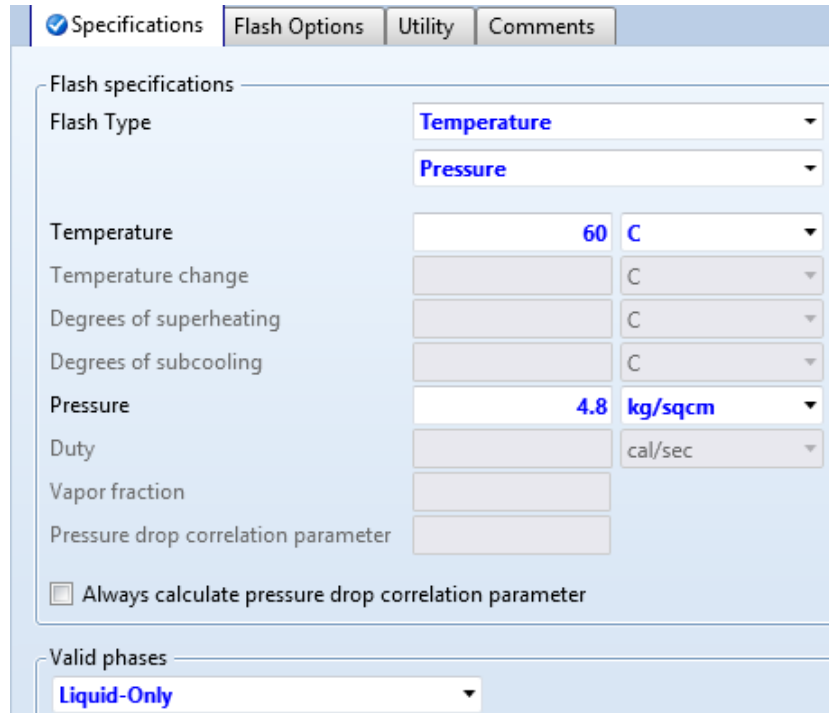


Figura 39. Distribución de las corrientes para el aereofriador (EQ9).

Los parámetros que se deben detallar en el simulador para este equipo son la temperatura que para el caso de la simulación será de 60°C y la presión que será de 4,8kg/cm², adicionalmente se indica que se encontrará en fase líquida (figura 40).



Parameter	Value	Unit
Flash Type	Temperature	
Flash Type	Pressure	
Temperature	60	C
Temperature change		C
Degrees of superheating		C
Degrees of subcooling		C
Pressure	4.8	kg/sqcm
Duty		cal/sec
Vapor fraction		
Pressure drop correlation parameter		
Always calculate pressure drop correlation parameter	<input type="checkbox"/>	
Valid phases	Liquid-Only	

Figura 40. Parámetros ingresados en el simulador para el aereofriador (EQ9).

3.2.2.4.6. Condiciones de las corrientes de salida de la planta

Luego que la columna cumpla con la función de separar el agua de los contaminantes, el agua desflemada abandonará el equipo por la corriente 12 y tendrá una temperatura de 126°C, por tanto, es vital aprovechar esa energía. Es así que será enviada al intercambiador de calor (EQ5) para que sirva como fluido calefactor en el precalentamiento de la carga a la columna.

El agua desflemada al abandonar el intercambiador de calor a una temperatura de 98°C se dirigirá a una bomba (EQ10), que será la encargada de transferir el fluido a procesos en el caso que sea necesario o para la eliminación a fuentes naturales, los detalles de dicho equipo se presentan en la figura 41, y en la tabla 18.

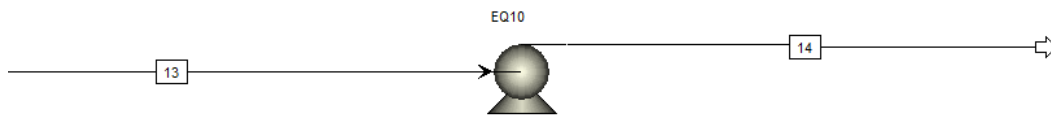


Figura 41. Distribución de las corrientes de la bomba (EQ10).

Tabla 18
Especificación de bomba centrífuga EQ10

Parámetro	Bomba EQ10
Modelo	<i>Pump</i>
Presión de descarga [kg/cm ²]	7,7
Eficiencia de la bomba	0,65

Cuando todo el proceso se realice, la corriente 15 (domo de la columna agotadora) transportará los gases ácidos hacia procesos subsiguientes, la corriente estará formada por los contaminantes y por una fracción baja de agua. Por otra parte, el agua de la corriente 14 será aquella que esté libre de contaminantes y por tanto cumpla con la normativa ambiental en el caso de enviarla a fuentes naturales.

El detalle de la distribución total de los equipos para la planta de tratamiento de aguas amarga se ilustra en la figura 42.

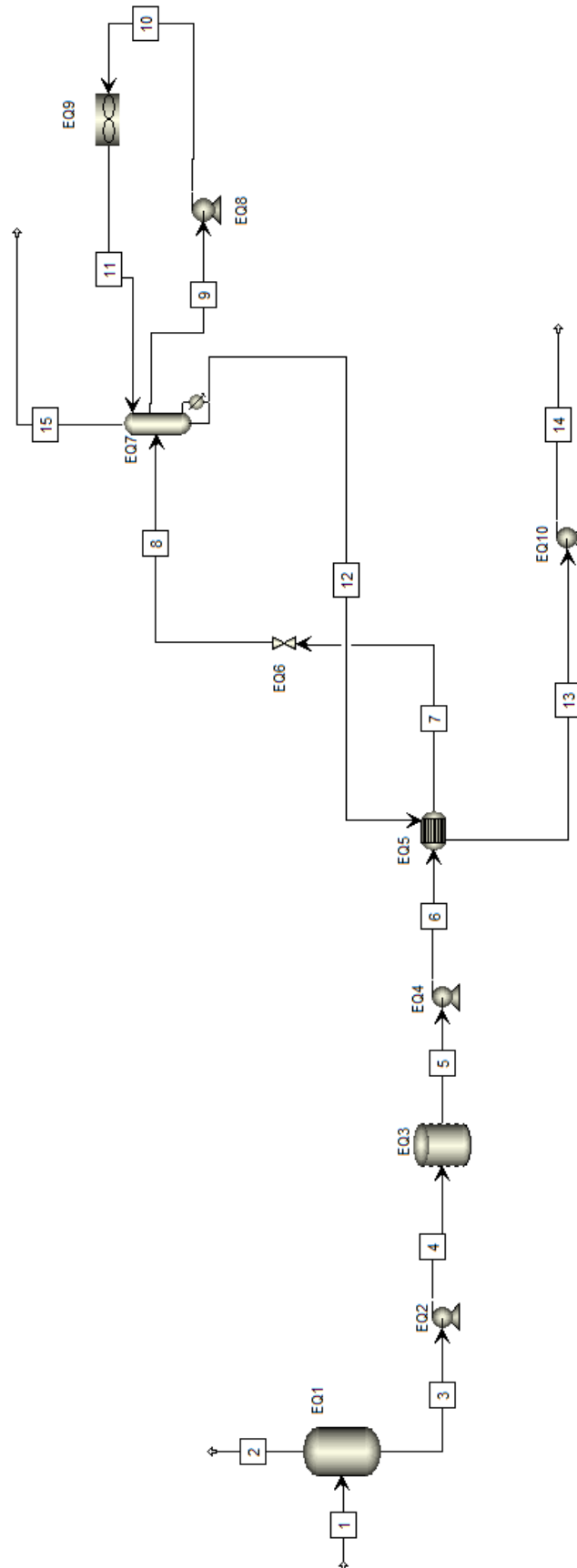


Figura 42. Diagrama detallado del proceso de tratamiento de aguas amargas ingresado en Aspen Plus®.

3.2.2.5. Análisis económico

Una vez que se ha concluido el diseño de la planta de tratamiento de aguas amargas, y que todo el sistema converge de una manera adecuada, se procede a realizar el análisis económico de dicha industria en el mismo simulador Aspen Plus®, utilizando el asistente *Aspen Process Economic Analyzer*.

En la figura 43 se presenta la ventana del software para ingresar las especificaciones del análisis económico, para el caso de estudio se utiliza una plantilla de los Estados Unidos, esto debido a que el país utiliza la misma moneda y sería un presupuesto semejante.

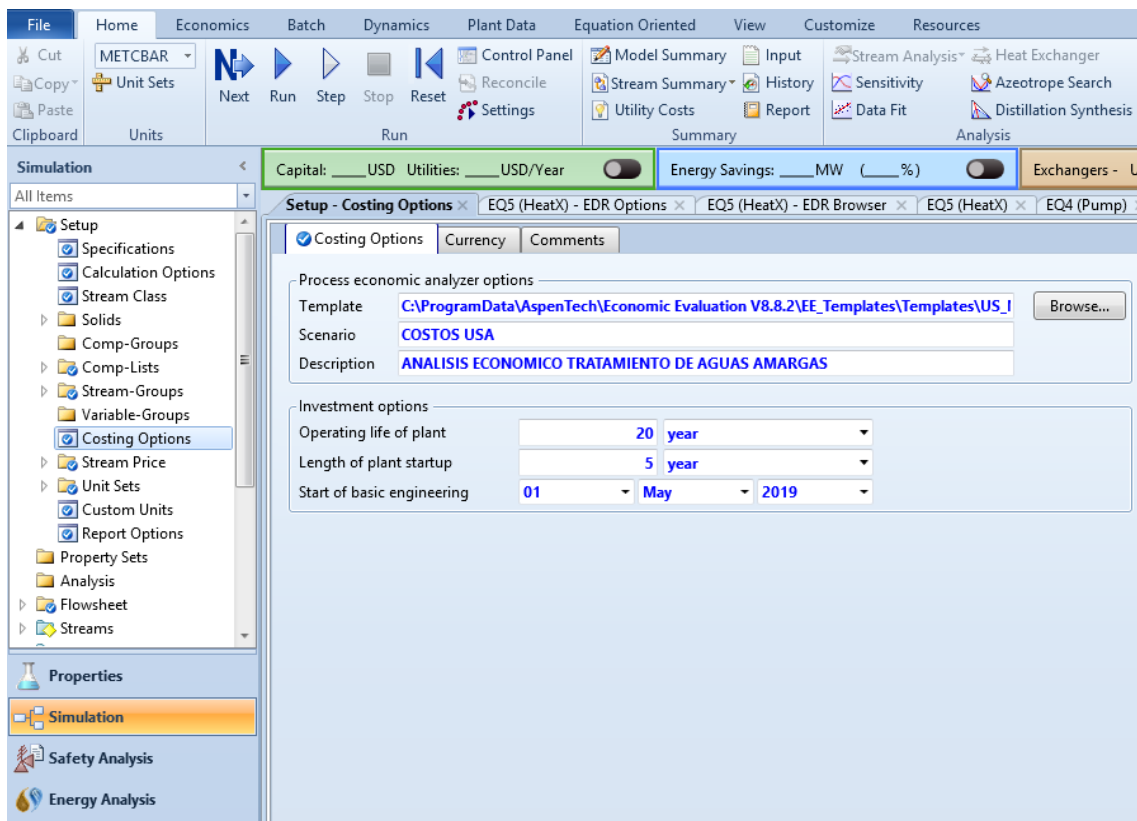


Figura 43. Ingreso de especificaciones para el análisis económico en Aspen Plus®.



En el simulador se detalla que el tiempo estimado de vida operativa de la planta será de 20 años, pues el tiempo de vida útil de una industria en general bordean los 20 a 30 años dependiendo del diseño, equipos, materiales, clima, entre otros. Comúnmente el tiempo de duración de una refinería es de 25 años, teniendo una operación normal, continua y sin realizar cambios extremos (Mejía, 2018; Sagar, 2017).

Sin embargo, para el presente estudio se opta por un periodo de 20 años, tomando un valor mínimo de uso en donde no se tendrán problemas extremos y al compararlo con lo proyectado para una planta de características semejantes en México.

Adicionalmente, en el simulador se debe indicar la duración de la puesta en marcha de la planta, para lo cual se estima un período de 5 años. Basado en que la construcción de una refinería a nivel nacional e internacional dura entre 36 y 60 meses (Creamer, 2010; Sadeghi & Babolian, 2016; Yuri, 2012).

Si bien la construcción y puesta en marcha de la planta de aguas amargas no duraría los 5 años estimados ya que no incluye gran cantidad de equipos, es imprescindible que funcione toda la refinería para que la planta objeto del presente estudio pueda iniciar su operación.

La ingeniería básica se estima que prodría comenzar los primeros días luego que concluya el periodo invernal en la costa Ecuatoriana, por lo que se prevee que iniciará a partir del primero de mayo del 2019.



4. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. Resultados de las corrientes en la planta

En las tablas 19 y 20 se presentan los resultados obtenidos en el software luego de correr la simulación para la planta de tratamiento de aguas amargas, los valores que se detallan se recopilaron directamente del simulador de procesos en la sección resumen de las corrientes.

Los nombres de cada una de las corrientes se encuentran detalladas en la figura 42, la cual muestra toda la distribución de los equipos con sus respectivas corrientes. En las tablas 19 y 20 se muestran los resultados de temperatura, presión, fracción de vapor, fracción de líquido, flujo molar, fracciones molares, flujo másico y fracciones másicas.

Tabla 19
Resultado de las condiciones de cada corriente en la simulación

Corrientes	Unidades	1	3	4	5	6	7	8
Temperatura	C	50	50	50,106	50,106	50,195	80	80
Presión	kg/cm ²	2,500	0,500	3,500	3,500	6	5,737	2,500
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Fracción vapor		0	0	0	0	0	0	0
Fracción líquida		1	1	1	1	1	1	1
Flujo Molar								
H ₂ O	kmol/h	1986,310	1986,310	1986,310	1986,310	1986,310	1986,310	1986,310
H ₂ S	kmol/h	1,056	1,056	1,056	1,056	1,056	1,056	1,056
NH ₃	kmol/h	10,569	10,569	10,569	10,569	10,569	10,569	10,569
Total	kmol/h	1997,940	1997,940	1997,940	1997,940	1997,940	1997,940	1997,940
Fracción molar								
H ₂ O		0,994	0,994	0,994	0,994	0,994	0,994	0,994
H ₂ S		0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
NH ₃		0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
Flujo másico								
H ₂ O	kg/h	35784	35784	35784	35784	35784	35784	35784
H ₂ S	kg/h	36	36	36	36	36	36	36
NH ₃	kg/h	180	180	180	180	180	180	180
Total	kg/h	36000	36000	36000	36000	36000	36000	36000
Fracción másica								
H ₂ O		0,994	0,994	0,994	0,994	0,994	0,994	0,994
H ₂ S		0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
NH ₃		0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

Tabla 20
Resultado de las condiciones de cada corriente en la simulación

Corrientes	Unidades	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura	C	116,938	117,064	60	126,837	98,112	98,304	93,400
Presión	kg/cm ²	2,500	6,500	4,800	2,500	2,383	7,700	2,500
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Fracción vapor		0	0	0	0	0	0	1
Fracción líquida		1	1	1	1	1	1	0
Flujo Molar								
H ₂ O	kmol/h	3865,640	3865,640	3865,640	1981,670	1981,670	1981,670	4,651
H ₂ S	kmol/h	0,162	0,162	0,162	2,229e-16	2,229e-16	2,229e-16	1,056
NH ₃	kmol/h	138,218	138,218	138,216	2,867e-05	2,867e-05	2,867e-05	10,567
Total	kmol/h	4004,020	4004,020	4004,020	1981,660	1981,660	1981,670	16,275
Fracción molar								
H ₂ O		0,965	0,965	0,965	1	1	1	0,286
H ₂ S		4,037e-05	4,037e-05	4,037e-05	1,125e-19	1,125e-19	1,125e-19	0,065
NH ₃		0,035	0,035	0,035	1,447e-08	1,447e-08	1,447e-08	0,649
Flujo másico								
H ₂ O	kg/h	69640,600	69640,600	69640,600	35700,300	35700,300	35700,300	83,793
H ₂ S	kg/h	5,509	5,509	5,509	7,599e-15	7,599e-15	7,599e-15	36
NH ₃	kg/h	2353,940	2353,940	2353,940	4,883e-04	4,883e-04	4,883e-04	179,964
Total	kg/h	72000	72000	72000	35700,300	35700,300	35700,300	299,757
Fracción másica								
H ₂ O		0,967	0,967	0,967	1	1	1	0,280
H ₂ S		7,652e-05	7,652e-05	7,652e-05	2,129e-19	2,129e-19	2,129e-19	0,120
NH ₃		0,033	0,033	0,033	1,368e-08	1,368e-08	1,368e-08	0,600



Para verificar si la planta diseñada cumple con el objetivo de remover los contaminantes (H_2S y NH_3) del agua amarga se deben analizar fundamentalmente las corrientes 14 y 15, que son aquellas que salen de todo el sistema y se dirigen a los procesos posteriores.

Como se indicó en párrafos anteriores, el agua amarga ingresó a la planta con una concentración para el diseño de 1000mg/L de ácido sulfhídrico y 5000mg/L de amoniaco. Una vez que se cumplen todas las operaciones unitarias, se alcanza una concentración de $2,129e-13$ mg/L de H_2S y 0,01368mg/L de NH_3 en la corriente número 14 que es aquella que transporta el agua desfleada. Al comparar con los límites máximos permisibles indicados en la NORMA ECUATORIANA DE CALIDAD AMBIENTAL Y DESCARGA DE EFLUENTES: RECURSO AGUA, Libro VI Anexo I, el agua que abandona la planta cumple con los parámetros exigidos.

En el caso del ácido sulfhídrico la norma indica que el límite máximo permisible es de 0,0002mg/L y por medio del tratamiento realizado en la planta diseñada se obtiene una concentración de $2,129e-13$ mg/L lo cual muestra que la concentración de dicho contaminante en el agua es lo suficientemente baja como para poder eliminar a fuentes hídricas. Como se observa el valor obtenido se encuentra sumamente por debajo del límite, de tal forma que si el agua ingresara con mayor concentración de este contaminante no se tendría problemas significativos en el tratamiento.

En el caso del amoniaco la norma indica que el límite máximo permisible es de 0,02mg/L, y luego de los tratamientos realizados se obtiene una concentración de 0,01368mg/L lo que demuestra que de igual manera la concentración del NH_3 en el agua es lo suficiente como para cumplir la normativa y poder eliminar a fuentes naturales. Sin embargo, a diferencia del ácido sulfhídrico el amoniaco está muy cercano al límite, por tanto, si la cantidad de este contaminante en el agua amarga sobrepasa al límite de diseño no se cumplirá estrictamente lo citado en la normativa.

Por otro lado, como se observa en la tabla 20 toda la concentración de los contaminantes retirados del agua pasa a la corriente 15, está corriente adicionalmente se encuentra en fase de vapor y a una temperatura de $93,4^{\circ}C$, por lo que sería recomendable transportarla



a un proceso posterior en el que se pueda recuperar el NH_3 y el H_2S para otro tipo de aplicaciones.

Es importante analizar también los flujos máxicos de las distintas corrientes, de esta forma se ve que en la número 14 se tiene un flujo total de 35700,3 kg/h la misma que representa un 99% de la alimentación, y en la corriente 15 se obtiene un flujo total de 299,76kg/h. Los mencionados valores se alcanzaron en la simulación por medio de los ajustes realizados a los distintos parámetros como son: temperatura y presión de ingreso a la columna, temperatura y presión de operación de la misma, el número de etapas, la etapa de alimentación, la etapa de salida del reflujo, y el flujo de salida para la recirculación. Todos estos parámetros fueron ajustados al momento de diseñar la columna rigurosa.

Con relación al flujo máxico de la corriente 14, se evidencia en la figura 20 que el mismo está compuesto por 35700,3kg/h de agua, $7,599\text{e-}15$ de H_2S y $4,883\text{e-}04$ de NH_3 de esta forma se afirma que la mencionada corriente prácticamente está formada por agua.

Para la corriente 15, que es aquella que contiene los vapores ácidos se observa en la figura 20 que está formada por 89,79kg/h de agua, 36 kg/h de H_2S y 179,96kg/h de NH_3 , evidenciando de tal manera que esta línea contiene una cantidad mínima del total de agua ingresada mientras que tiene la totalidad del ácido sulfhídrico y un 99,97% del amoniaco, afirmando de tal manera que los ajustes realizados en el simulador fueron satisfactorios para el diseño de la planta.

Las temperaturas de la corriente 12 (fondo) y 15 (domo) a la salida de la columna son $126,84^\circ\text{C}$ y $93,40^\circ\text{C}$ respectivamente, mientras que en la refinería de Esmeraldas la temperatura en el fondo de la columna es de 120°C , y la del domo es de 90°C , evidenciando que los resultados de la simulación son muy semejantes a los valores operativos reales de la planta visitada. Al presentar la corriente 12 una temperatura elevada se la utilizó en el intercambiador de calor para precalentar la carga de la columna realizando de esta manera un uso eficiente de la energía disponible.

El diseño de la planta se lo ejecutó en función de las concentraciones reportadas en la tabla 7, sin embargo, las condiciones del agua amarga en la refinería el día de la visita



técnica fueron las que se presentan en la tabla 21, con las cuales se realiza una nueva simulación para corroborar que, de igual manera, se cumple con la normativa ambiental.

Tabla 21

Concentración de los contaminantes el día 13 de diciembre del 2018 en REE

Contaminante	Concentración [ppm]
Ácido sulfhídrico	182
Amoniaco	2409

Luego de realizada la simulación para las nuevas condiciones se obtienen los resultados plasmados en las tablas 22 y 23, donde se determina que la corriente 14 a la salida de la planta tiene una concentración de $7,585e-14$ mg/L de ácido sulfhídrico y $0,00753$ mg/L de amoniaco. De tal manera, se afirma que tanto en las condiciones propuestas de diseño como en las operativas del día de la visita se cumple con la normativa ambiental.

Adicionalmente, se analizan los flujos máxicos de las corrientes que abandonan la planta para el caso de la simulación con los datos de la refinería, y se evidencia que la corriente 15 (gases ácidos) está formada por $46,080$ kg/h de agua, $6,552$ kg/h de ácido sulfhídrico y $86,55$ kg/h de amoniaco. Es decir, el 100% del H_2S y el 99,8% del NH_3 que ingresa a la planta es retirado del agua.

Por otra parte, la corriente 14, aquella que transporta el agua con bajo nivel de contaminantes tiene $35861,10$ kg/h de H_2O , $2,72e-15$ de H_2S y $2,702e-4$ de NH_3 observando que el 99,61% de esta corriente es agua.

La segunda simulación se realizó con el afán de corroborar que la planta de tratamiento de aguas amargas diseñada en Aspen Plus funciona de la manera prevista con las condiciones reales de operación en la REE, pues la primera es la simulación de diseño en la cual se incrementó las concentraciones de contaminantes para asegurar el correcto funcionamiento de la planta ante posibles aumentos futuros en las cantidades de H_2S y NH_3 .

Tabla 22
Resultado de cada corriente para las condiciones de REE (13 diciembre 2018)

Corrientes	Unidades	1	3	4	5	6	7	8
Temperatura	C	50	50	50,108	50,108	50,199	80	80
Presión	kg/cm ²	2,500	0,500	3,500	3,500	6	5,737	2,500
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Fracción vapor		0	0	0	0	0	0	0
Fracción líquida		1	1	1	1	1	1	1
Flujo Molar								
H ₂ O	kmol/h	1993,130	1993,130	1993,130	1993,130	1993,130	1993,130	1993,130
H ₂ S	kmol/h	0,192	0,192	0,192	0,192	0,192	0,192	0,192
NH ₃	kmol/h	5,092	5,092	5,092	5,092	5,092	5,092	5,092
Total	kmol/h	1998,410	1998,410	1998,410	1998,410	1998,410	1998,410	1998,410
Fracción molar								
H ₂ O		0,997	0,997	0,997	0,997	0,997	0,997	0,997
H ₂ S		9,620e-05	9,620e-05	9,620e-05	9,620e-05	9,620e-05	9,620e-05	9,620e-05
NH ₃		0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
Flujo másico								
H ₂ O	kg/h	35906,700	35906,700	35906,700	35906,700	35906,700	35906,700	35906,700
H ₂ S	kg/h	6,552	6,552	6,552	6,552	6,552	6,552	6,552
NH ₃	kg/h	86,724	86,724	86,724	86,724	86,724	86,724	86,724
Total	kg/h	36000	36000	36000	36000	36000	36000	36000
Fracción másica								
H ₂ O		0,997	0,997	0,997	0,997	0,997	0,997	0,997
H ₂ S		1,820e-04	1,820e-04	1,820e-04	1,820e-04	1,820e-04	1,820e-04	1,820e-04
NH ₃		0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002

Tabla 23

Resultado de cada corriente para las condiciones de REE (13 diciembre 2018)

Corrientes	Unidades	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura	C	119,056	119,184	60	126,837	98,759	98,951	96,748
Presión	kg/cm ²	2,500	6,500	4,800	2,500	2,382	7,700	2,500
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Fracción vapor		0	0	0	0	0	0	1
Fracción líquida		1	1	1	1	1	1	0
Flujo Molar								
H ₂ O	kmol/h	3892,960	3892,960	3892,970	1990,600	1990,600	1990,600	2,558
H ₂ S	kmol/h	0,029	0,029	0,029	7,981e-17	7,981e-17	7,981e-17	0,192
NH ₃	kmol/h	109,582	109,582	109,571	1,586e-05	1,586e-05	1,586e-05	5,082
Total	kmol/h	4002,570	4002,570	4002,570	1990,600	1990,600	1990,600	7,832
Fracción molar								
H ₂ O		0,973	0,973	0,973	1	1	1	0,327
H ₂ S		7,164e-06	7,164e-06	7,164e-06	4,009e-20	4,009e-20	4,009e-20	0,025
NH ₃		0,027	0,027	0,027	7,969e-09	7,969e-09	7,969e-09	0,649
Flujo másico								
H ₂ O	kg/h	70132,800	70132,800	70133	35861,100	35861,100	35861,100	46,080
H ₂ S	kg/h	0,977	0,977	0,977	2,720e-15	2,720e-15	2,720e-15	6,552
NH ₃	kg/h	1866,240	1866,240	1866,060	2,702e-04	2,702e-04	2,702e-04	86,550
Total	kg/h	72000	72000	72000	35861,100	35861,100	35861,100	139,182
Fracción másica								
H ₂ O		0,974	0,974	0,974	1	1	1	0,331
H ₂ S		1,357e-05	1,357e-05	1,357e-05	7,585e-20	7,585e-20	7,585e-20	0,047
NH ₃		0,026	0,026	0,026	7,533e-09	7,533e-09	7,533e-09	0,622

4.2. Resultados de los equipos de la planta

A continuación, se presentan las tablas con las especificaciones de diseño de cada uno de los equipos utilizados en la simulación del proceso de tratamiento de aguas amargas.

Tanque separador de agua amarga EQ1

Tabla 24

Resultados del tanque separador de agua amarga EQ1

Especificaciones	Equipo EQ1
Volumen líquido [L]	8062,040
Diámetro del tanque [m]	1,524
Altura [m]	4,420
Presión de diseño [kg/cm ²]	2,500
Presión de operación [kg/cm ²]	0,500
Temperatura de diseño [°C]	125
Temperatura de operación [°C]	50

Bomba centrífuga EQ2

Tabla 25

Resultados de la bomba centrífuga EQ2

Especificaciones	Equipo EQ2
Potencia [kW]	3,042
Electricidad [kW]	7,201
Tasa de flujo volumétrico [L/h]	37230,200
Presión de descarga [kg/cm ²]	3,500
Cambio de presión [kg/cm ²]	3
NPSH disponible [m-kgf/kg]	3,519
Cabeza [m-kgf/kg]	31,025
Eficiencia	0,650
Trabajo neto requerido [kW]	7,201
Temperatura de salida [°C]	50,106
Temperatura de diseño [°C]	125

*Tanque acumulador de agua amarga EQ3***Tabla 26***Resultados del tanque acumulador de agua amarga EQ3*

Especificaciones	Equipo EQ3
Volumen líquido [L]	8062,040
Diámetro del tanque [m]	1,524
Altura [m]	4,420
Presión de diseño [kg/cm ²]	2,500
Temperatura de diseño [°C]	125
Temperatura de operación [°C]	50,106

*Bomba centrífuga EQ4***Tabla 27***Resultados de la bomba centrífuga EQ4*

Especificaciones	Equipo EQ4
Potencia [kW]	2,536
Electricidad [kW]	6,002
Tasa de flujo volumétrico [L/h]	37234,300
Presión de descarga [kg/cm ²]	6
Cambio de presión [kg/cm ²]	2,500
NPSH disponible [m-kgf/kg]	34,540
Cabeza [m-kgf/kg]	25,857
Eficiencia	0,650
Trabajo neto requerido [kW]	6,002
Temperatura de salida [°C]	50,195
Temperatura de diseño [°C]	125

*Intercambiador de calor EQ5***Tabla 28***Resultados del intercambiador de calor EQ5*

Especificaciones	Equipo EQ5
Área de transferencia de calor [m ²]	7,724
Símbolo TEMA para el frente	B
Símbolo TEMA para la coraza	E
Símbolo TEMA para la parte trasera	M
Servicio de calor calculado [cal/s]	317655
UA [cal/s-K]	6709,980
LMTD [°C]	47,341
Temperatura ingreso corriente caliente [°C]	126,837
Temperatura salida corriente caliente [°C]	98,112
Temperatura ingreso corriente fría [°C]	50,195
Temperatura salida corriente fría [°C]	80
Presión ingreso corriente caliente [kg/cm ²]	2,500
Presión salida corriente caliente [kg/cm ²]	2,280
Presión ingreso corriente fría [kg/cm ²]	6
Presión salida corriente fría [kg/cm ²]	5,907

Tabla 29*Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de los tubos)*

Especificaciones	Equipo EQ5
Material	A 214
Presión de diseño de los tubos [kg/cm ²]	7,138
Temperatura de diseño de los tubos [°C]	115
Temperatura de operación de los tubos [°C]	80
Diámetro externo de los tubos [m]	0,019
Espesor de la pared del tubo [m]	0,002
Número de tubos	42
Longitud de tubo [m]	3,150

Tabla 30*Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de la coraza)*

Especificaciones	Equipo EQ5
Material	A 516
Presión de diseño de la coraza [kg/cm ²]	3,059
Temperatura de diseño de la coraza [°C]	165
Temperatura de operación de la coraza [°C]	126,837
Diámetro interno de la coraza [m]	0,205
Diámetro externo de la coraza [m]	0,219
Margen de corrosión de la carcasa [m]	0,003

Tabla 31*Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de los deflectores)*

Especificaciones	Equipo EQ5
Espesor de los deflectores [m]	0,003
Espacio de los deflectores centro - centro [m]	0,185
Separación de los deflectores en la entrada [m]	0,334
Separación de los deflectores en la salida [m]	0,334
Longitud del extremo en la cabeza delantera [m]	0,373
Longitud del extremo en la cabeza posterior [m]	0,373

Tabla 32*Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de las boquillas lado coraza)*

Especificaciones	Equipo EQ5
Diámetro exterior a la entrada [m]	0,168
Diámetro interior a la entrada [m]	0,154
Espesor de pared a la entrada [m]	0,007
Orientación de la boquilla a la entrada	Superior
Diámetro exterior a la salida [m]	0,114
Diámetro interior a la salida [m]	0,102
Espesor de pared a la salida [m]	0,006
Orientación de la boquilla a la salida	Inferior

Tabla 33*Resultados del intercambiador de calor EQ5 (Detalles de las boquillas lado tubos)*

Especificaciones	Equipo EQ5
Diámetro exterior a la entrada [m]	0,089
Diámetro interior a la entrada [m]	0,078
Espesor de pared a la entrada [m]	0,006
Orientación de la boquilla a la entrada	Inferior
Diámetro exterior a la salida [m]	0,089
Diámetro interior a la salida [m]	0,078
Espesor de pared a la salida [m]	0,006
Orientación de la boquilla a la salida	Superior

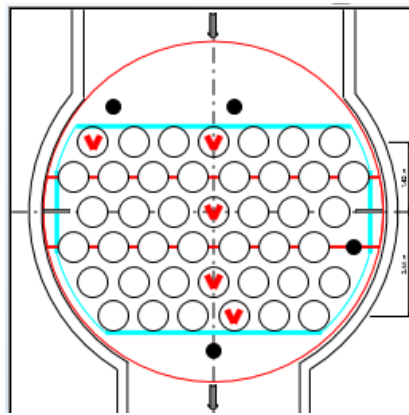


Figura 44. Distribución de los tubos del intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus®.

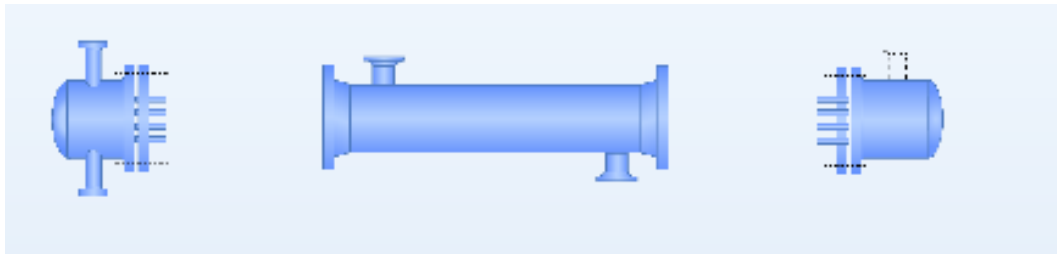


Figura 45. Diagrama de los cabezales y casco para el intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus® de acuerdo a la nomenclatura TEMA.

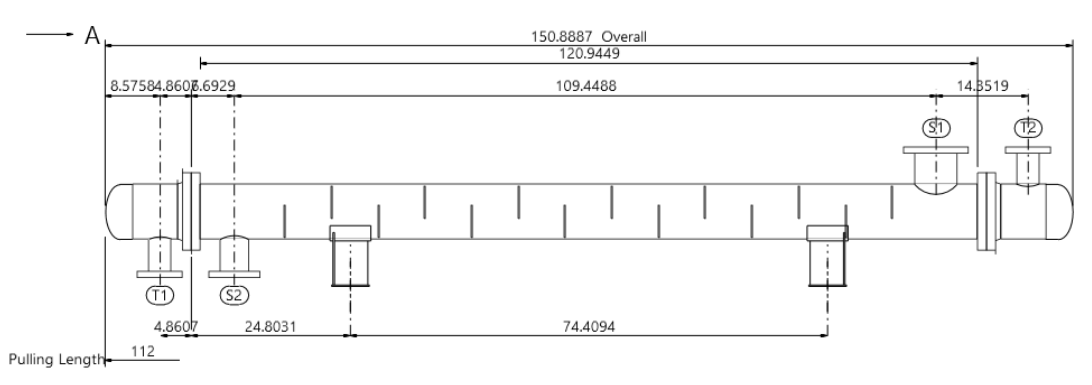


Figura 46. Plano del intercambiador de calor EQ5 obtenido de Aspen Plus®.
Nota: Las longitudes en este plano se encuentran en pulgadas (in).

Columna EQ7

Tabla 34
Resultados de la columna EQ7

Especificaciones	Equipo EQ5
Número de etapas	21
Condensador	-
Rehervidor	Tipo termosifón
Temperatura en la etapa superior [°C]	93,402
Presión en la etapa superior [kg/cm ²]	2,500
Temperatura de diseño del rehervidor [°C]	156,837
Temperatura del rehervidor [°C]	126,837
Presión de diseño del rehervidor [kg/cm ²]	3,500
Presión de operación del rehervidor [kg/cm ²]	2,500
Calor transferido en el rehervidor [cal/s]	1,962e+06
Diámetro de la columna [m]	1,397
Altura de la columna [m]	12,192
Tipo de bandejas	Con válvulas
Espaciado entre bandejas [m]	0,610

En la figura 47, se presenta el diagrama de la fracción másica de los componentes estudiados frente al número de etapas en la columna agotadora para analizar el comportamiento de cada uno de los compuestos.

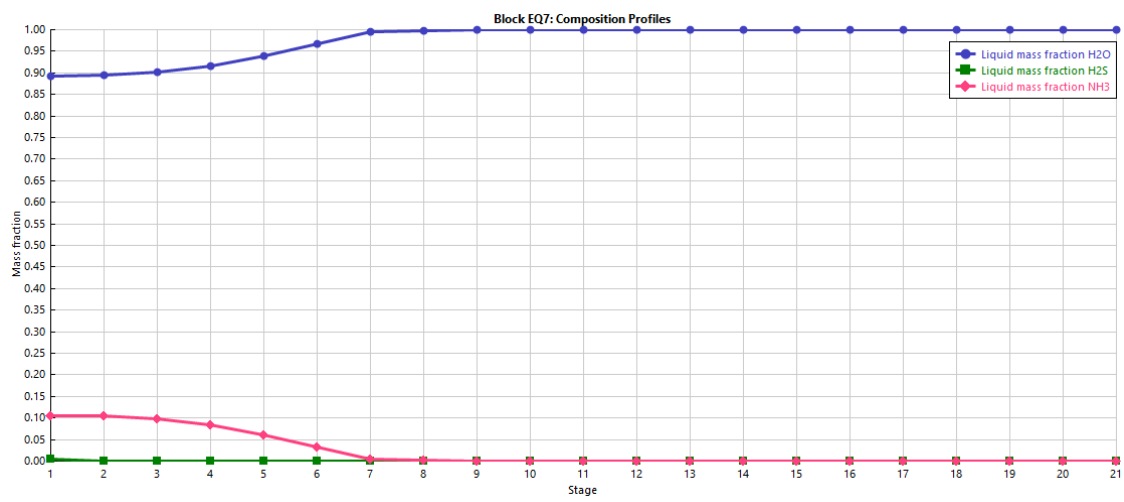


Figura 47. Diagrama de las fracciones másicas del agua, ácido sulfhídrico y amoníaco a lo largo de la columna.

En las figuras 48, 49 y 50 se presenta el diagrama de fracción masa frente al número de etapas, se desglosó cada componente en un gráfico diferente para poder apreciar claramente las respectivas escalas.

Como se observa en la figura 48, a partir de la etapa 11 la fracción másica del agua en la columna se acerca a la unidad. Por otra parte, en la figura 49 se aprecia que la fracción del ácido sulfhídrico es prácticamente cero a partir de la etapa 10. Finalmente, en la figura 50 se tiene que la fracción masa del amoniaco es muy cercana a cero a partir de la etapa 10.

Por tanto, se puede afirmar que hasta la etapa 11 existen cambios notorios en la composición, sin embargo, las 10 etapas restantes son importantes para realizar una mayor separación con el afán de cumplir los límites máximos permisibles de acuerdo a lo indicado en la norma ambiental. Es decir, si la columna se diseñara exclusivamente con 11 etapas los contaminantes sí serían eliminados del agua, pero no se alcanzarían las concentraciones necesarias para el cumplimiento de la normativa.

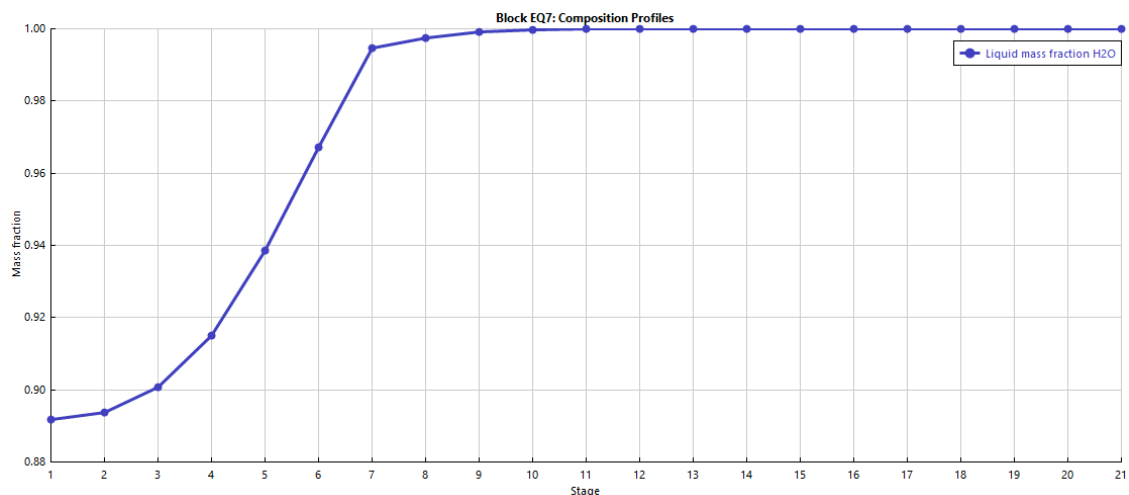


Figura 48. Diagrama de la fracción másica del agua a lo largo de la columna.

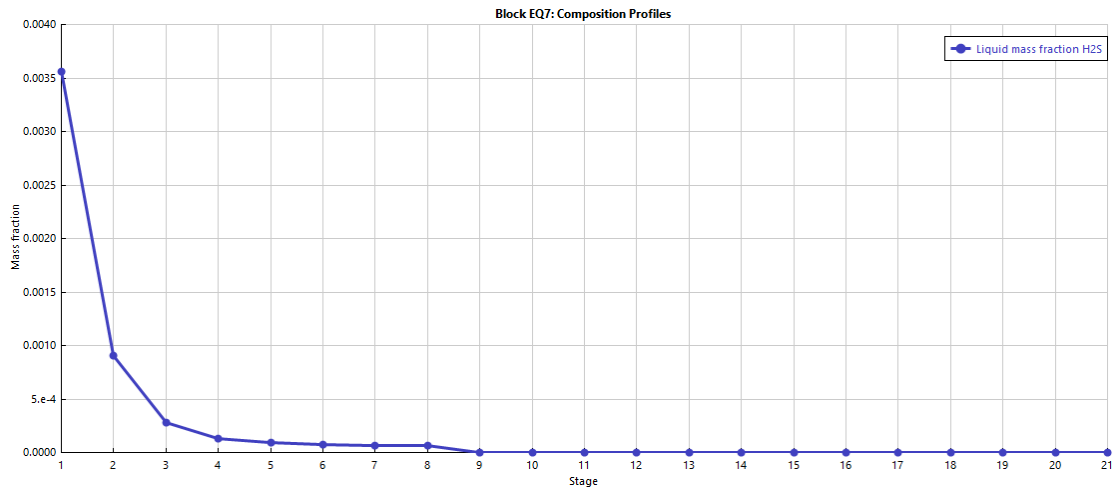


Figura 49. Diagrama de la fracción másica del ácido sulfhídrico a lo largo de la columna.

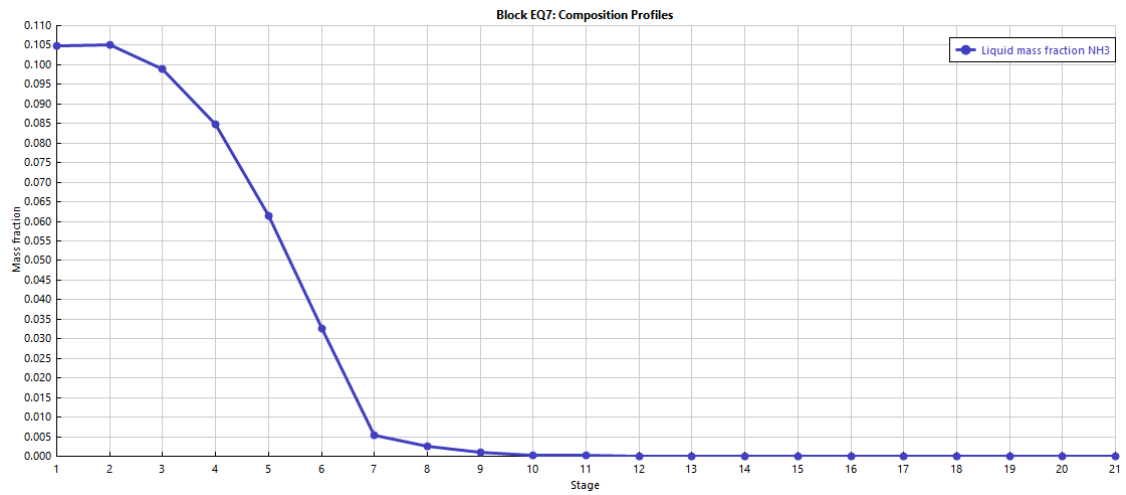


Figura 50. Diagrama de la fracción másica del amoníaco a lo largo de la columna.

*Bomba centrífuga EQ8***Tabla 35***Resultados de la bomba centrífuga EQ8*

Especificaciones	Equipo EQ8
Potencia [kW]	8,888
Electricidad [kW]	21,036
Tasa de flujo volumétrico [L/h]	81565,700
Presión de descarga [kg/cm ²]	6,500
Cambio de presión [kg/cm ²]	4
NPSH disponible [m-kgf/kg]	0
Cabeza [m-kgf/kg]	45,314
Eficiencia	0,650
Trabajo neto requerido [kW]	21,036
Temperatura de salida [°C]	117,065
Temperatura de diseño [°C]	147,065

*Aeroenfriador EQ9***Tabla 36***Resultados del aeroenfriador EQ9*

Especificaciones	Equipo EQ9
Temperatura de salida del fluido [°C]	60
Presión de salida del fluido [kg/cm ²]	4,800
Calor transferido [cal/s]	-1,426e+06
Altura de la aleta de tubo [m]	0,016
Paso del tubo [m]	0,060
Número de bahías	1
Ancho de la bahía [m]	2,896
Área de servicio descubierto [m ²]	216,709
Presión de diseño [kg/cm ²]	7,200

Bomba centrífuga EQ10

Tabla 37
Resultados de la bomba centrífuga EQ10

Especificaciones	Equipo EQ10
Potencia [kW]	5,728
Electricidad [kW]	13,557
Tasa de flujo volumétrico [L/h]	38792,500
Presión de descarga [kg/cm ²]	7,700
Cambio de presión [kg/cm ²]	5,420
NPSH disponible [m-kgf/kg]	14,285
Cabeza [m-kgf/kg]	58,899
Eficiencia	0,650
Trabajo neto requerido [kW]	13,557
Temperatura de salida [°C]	98,308
Temperatura de diseño [°C]	128,308

4.3. Resultados del análisis económico

Finalmente, para la planta de tratamiento de aguas amargas propuesta se realizó el estudio económico en el asistente *Aspen Process Economic Analyzer*, y los resultados obtenidos se describen en las tablas a continuación.

En la tabla 38, se presentan los costes para cada uno de los equipos, así como los costos de instalación, por servicios auxiliares, y el peso de los equipos; es evidente que los precios de instalación son altos, debido a que se utilizó una plantilla de los Estados Unidos, donde los salarios del personal y los impuestos son elevados, por tanto, en el Ecuador esos costos finales podrían disminuir. De igual manera, algunos equipos son costosos debido a los altos estándares de calidad que se manejan en el país de construcción, así como por los estándares de diseño.

En la tabla 39, se muestra un resumen de los costos obtenidos en el asistente de Aspen Plus®, donde el costo total de equipos e instalación es de 1'619100 USD, sin embargo, con los costos de servicios y operativos es necesario un capital de 5'866770 USD.

Si bien el costo estimado es elevado, se debe tomar en consideración que la planta estudiada pertenecería a una refinería, la misma que siempre se maneja con proyectos multimillonarios. Adicionalmente, el beneficio para el complejo industrial es significativo, puesto que se estaría cumpliendo requisitos de la norma ambiental y de tal manera no existirán sanciones a la empresa, sin embargo, el mayor beneficio será para la sociedad, población cercana y para el medio ambiente cumpliendo de tal manera con lo establecido en la constitución de la república y en el tratado de los derechos humanos.

Con la implementación de la planta estudiada se generarán beneficios a la propia refinería ya que también permite recuperar la cantidad de amoniaco y ácido sulfhídrico que iba a ser desechado y estos serán reprocesados para obtener ganancias económicas, es decir el costo de inversión ayudará desde varios puntos de vista a la refinería.

Tabla 38

Resultados del análisis económico de cada equipo obtenido en Aspen Plus®

Equipo	Costo de equipo [USD]	Instalación del equipo [USD]	Peso del equipo [kg]	Peso del equipo instalado [kg]	Servicios auxiliares [USD/h]
Tanque separador de agua amarga (EQ1)	24500	135000	2100	8131	0
Bomba centrífuga (EQ2)	6100	42000	210	2128	0,426
Tanque acumulador de agua amarga (EQ3)	49000	189500	6800	14310	0
Bomba centrífuga (EQ4)	6100	42000	210	2128	0,426
Intercambiador de calor (EQ5)	10800	63200	430	3365	0
Columna de agotamiento (EQ7)	213800	467400	17200	36334	20,162
Bomba centrífuga (EQ8)	8900	50700	350	3083	1,435
Aeroenfriador (EQ9)	103400	156800	12700	17080	0,853
Bomba centrífuga (EQ10)	6800	43100	260	2195	0,853



Tabla 39

Resumen general del análisis económico obtenido en Aspen Plus®

Especificación	Valor
Costo de capital total [USD]	5'866770
Costo operativo total [USD/año]	1'234920
Costo total de los servicios [USD/año]	247285
Costo de equipos [USD]	429400
Costo total de instalación [USD]	1'189700

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

Con el presente trabajo se logró analizar a profundidad el proceso de tratamiento de aguas amargas, evidenciando que la sección clave del proceso es la columna agotadora, en la que los contaminantes son removidos del agua. Adicionalmente, se consideró imprescindible otras etapas del proceso como, por ejemplo, el precalentamiento de la carga a la columna con la finalidad que las condiciones de operación de la misma sean menos estrictas y además de aprovechar la energía que aportaba la corriente de agua desflemada. Resultó también importante establecer un tanque acumulador de agua amarga para que la operación de la columna sea continua.

Se aplicó el software Aspen Plus® como herramienta para el diseño y simulación de la planta de tratamiento de agua amarga residual del proceso de refinación del petróleo, debido a las ventajas que presenta el simulador como: la resolución de balances de materia y energía, el control y manipulación de las variables que influyen en el proceso y el modelado cuantitativo de cualquier sistema industrial. Mediante el mismo se logró diseñar la columna agotadora partiendo del modelo básico DSTWU y luego por medio de algunos ajustes se diseñó una columna RADFRAC, la cual es un modelo más riguroso con ecuaciones que se asemejan a las condiciones operativas reales. Para el modelo básico se obtuvo como resultado una torre de 15 etapas, siendo la alimentación en la etapa 10 y con calor requerido en el rehervidor de 195760cal/s; mientras que para el modelo riguroso fue necesaria una columna de 21 etapas, con la alimentación en la etapa 8 y con calor requerido en el rehervidor de 1'961940cal/s. De igual manera, se obtuvieron los resultados de los parámetros de operación de los otros equipos implicados en el proceso tecnológico como fueron: intercambiador de calor, aerofriador, tanque acumulador, tanque separador, y bombas.

Se planteó el diseño de los equipos necesarios para el tratamiento de agua amarga, así también se determinaron las condiciones de operación para el proceso estudiado. Los parámetros para el diseño y simulación se establecieron en base a la visita in situ de la



Refinería Estatal de Esmeraldas, donde se recopiló información técnica y operativa de cada uno de los equipos, procesos y de la caracterización del agua amarga, para luego analizarla y ajustarla a los requerimientos del software de simulación de procesos industriales con la finalidad de remover los contaminantes del agua amarga.

Mediante el simulador Aspen Plus® se logró determinar que, el porcentaje de ácido sulfhídrico removido del agua amarga por medio del proceso tecnológico planteado fue del 100%, mientras que el porcentaje de amoniaco removido fue de 99,98%. Esos altos porcentajes se alcanzaron variando algunos de los parámetros operativos de la columna agotadora como temperatura, presión, número de etapas, caudal de salida para el reflujo y la etapa de alimentación, concluyendo de tal manera que el agua desflemada cumple con la legislación ambiental ecuatoriana para ser eliminada a fuentes hídricas o de acuerdo a las necesidades de la industria podría ser utilizada para determinados reprocesos.

Finalmente, como parte de la propuesta de planta de tratamiento de aguas amargas realizada, se efectuó un análisis económico complementario en Aspen Plus, y se obtuvo como resultado que sería necesario un capital inicial de \$5'866770 el cual incluye costos de los equipos, instalación y servicios auxiliares, para la planta con un tiempo de vida útil de 20 años.

5.2. Recomendaciones

Para el caso de estudio sería importante diseñar una planta que permita recuperar el azufre y el amoniaco de la corriente de gases ácidos eliminados por la parte superior de la torre de agotamiento, con la finalidad de obtener ganancias económicas a partir de un tratamiento con fines ambientales.

Como se ha descrito, hoy en día el manejo de softwares que permitan el diseño y simulación de plantas industriales es imprescindible para tener una visión real de todos los parámetros y condiciones de operación que pueden influir, por tanto, sería fundamental aplicar un simulador de procesos previo a la construcción de cualquier proyecto industrial.



Adicionalmente, sería importante realizar la simulación de todo el proceso de refinación del petróleo por medio de un software, previo a la construcción de cualquier refinería en el país, con la finalidad que al momento de poner en marcha el complejo industrial no existan los problemas que se generan en la actualidad.

Finalmente, cabe mencionar que al momento de realizar una simulación y diseño de cualquier planta industrial juega un papel muy importante el criterio técnico del Ingeniero Químico, ya que si bien es cierto el software cuenta con una gran base de datos y opciones amigables con el usuario, la experticia y el conocimiento del ingeniero es primordial para que los proyectos ingenieriles sean exitosos en el tiempo.

REFERENCIAS

- Aburto, J., Rojas-Avelizapa, N. G., & Quintero-Ramírez, R. (2003). La biotecnología actual y su impacto en la industria de la refinación del petróleo. *Biotecnología Aplicada*, 20(1), 57–65. Retrieved from http://elfoscientiae.cigb.edu.cu/PDFs/Biotecnol_Apl/2003/20/1/BA002001057-065.pdf
- AL-MALAH, K. I. M. (2017). *ASPEN PLUS CHEMICAL ENGINEERING APPLICATIONS* (1st ed.). New Jersey.
- Al Zarooni, M., & Elshorbagy, W. (2006). Characterization and assessment of Al Ruwais refinery wastewater. *Journal of Hazardous Materials*, 136, 398–405. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2005.09.060>
- Alarcón, A. (2018). *ESCAPES ACCIDENTALES DE GAS AMONIACO EN BARCOS PESQUEROS; CONOCIMIENTO DE RIESGOS Y SOLUCIONES*. Universidad San Gregorio de Portoviejo.
- Alvarez, O. (2013). *Simulación de la unidad de viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas*. Universidad Central del Ecuador.
- ARCH. (2018). *Producción diaria de petróleo y gas natural neto de campo a nivel nacional ECUADOR*. Retrieved from <http://www.controlhidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/producción-de-petroleo/reporte-diario-de-produccion.pdf>
- Aspen Technology, I. (2000). *Aspen Plus* ®. *Aspen Plus User Guide*. Cambridge, MA. Retrieved from <https://web.ist.utl.pt/~ist11038/acad/Aspen/AspUserGuide10.pdf?fbclid=IwAR0YbDtwvg75oANlx4DJKhZGytZcaUNkOJ4Is9YPXrReUWkq8QQwxazBJZ8>
- Aspentech. (2001). Physical Property Methods and Models 11.1. In *Aspen Physical Property System* (p. 436). Retrieved from http://web.ist.utl.pt/ist11061/de/ASPEN/Physical_Property_Methods_and_Models.pdf
- Banco Central del Ecuador. (2017). *REPORTE DEL SECTOR PETROLERO*. Retrieved from <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP201712.pdf>



- Barker, C., Robbins, W., Hsu, C., & Drew, L. (2005). *Petroleum*, 42. <https://doi.org/10.1002/0471238961.1518090702011811.a01.pub2>
- Benitez, L. A., Gutierrez, J. P., Ruiz, L. A., & Erdmann, E. (2015). Análisis de las simulaciones del proceso de deshidratación del gas natural con Aspen Hysys y Aspen Plus, 20–29.
- bP Global. (2018). *BP Statistical Review of World Energy*. Retrieved from <https://www.bp.com/content/dam/bp/en/corporate/pdf/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2018-oil.pdf>
- Caiza, Z. (2011). *TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LODOS DE LIMPIEZA PROCEDENTES DE LOS FONDOS DE LOS TANQUES DE CRUDO, RESIDUOS Y COMBUSTIBLES BLANCOS DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD*. ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD. Retrieved from <http://repositorio.upse.edu.ec/bitstream/46000/3618/1/UPSE-TII-2015-049.pdf>
- Cardona, C. A., Sánchez, Ó., Montoya, I., & Quintero, J. (2005). Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz, 187–192. Retrieved from <http://revistas.utp.edu.co/index.php/revistaciencia/article/view/6859/4011>
- Carlson, E. C. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *Chemical Engineering Progress*, 12. <https://doi.org/10.1039/c4dt01534g>
- Carrasco, C. (2002). *El FORTALECIMIENTO DE LA REFINACIÓN DEL PETRÓLEO EN MÉXICO, COMO UNA ALTERNATIVA PARA INCREMENTAR EL VALOR AGREGADO AL PETRÓLEO CRUDO*. Instituto Politecnico Nacional. <https://doi.org/dfgdfg>
- Carrasco, F. (2012). *OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO DE PLANTA DE GAS MEDIANTE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO (G.L.P.)*. Universidad de las Américas Puebla. Retrieved from <http://repositorio.educacionsuperior.gob.ec/bitstream/28000/1181/1/T-SENESCYT-000311.pdf>
- Cataldi, Z., Lage, F., & Dominighini, C. (2013). Fundamentos para el uso de simulaciones en la enseñanza. *Revista Informática Educativa y Medios Audiovisuales*, 10(17), 8–16. Retrieved from <http://laboratorios.fi.uba.ar/lie/Revista/Articulos/101017/A2mar2013.pdf>



- Chamorro, A., & Monard, N. (2013). El petróleo en el Ecuador la nueva era petrolera, 146. Retrieved from <https://www.eppetroecuador.ec/wp-content/uploads/downloads/2015/03/El-Petróleo-en-el-Ecuador-La-Nueva-Era.pdf>
- Chico Rosales, J. (2015). *CONTROL DE EXPOSICIÓN LABORAL A SULFURO DE HIDRÓGENO EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS Y EN LAS UNIDADES MEROX DE LA REFINERÍA ESMERALDAS DE LA EP PETROECUADOR TESIS*. Escuela Politécnica Nacional. Retrieved from <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/10983/1/CD-6353.pdf>
- Chorkendorff, I., & Niemantsverdriet, J. (2005). Oil Refining and Petrochemistry. In *Concepts of Modern catalysis and Kinetics* (pp. 349–376). Retrieved from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/pdf/10.1002/3527602658.ch9>
- Churchill, P., & Elmer, D. (1999). HYDROGEN SULFIDE ODOR CONTROL IN WASTEWATER COLLECTION SYSTEMS, 33(1), 57–63.
- Clavijo, D., & Padilla, W. (2014). *MINIMIZACIÓN DE PÉRDIDAS EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE NAFTAS EN REFINERÍA ESMERALDAS. ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*. <https://doi.org/10.1103/PhysRevX.7.041008>
- Coelho, A., Castro, A., Dezotti, M., & Sant Anna, G. L. (2006). Treatment of petroleum refinery sourwater by advanced oxidation processes. *Journal of Hazardous Materials*, 137, 178–184. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2006.01.051>
- Coker, K. (2018). Characterization of Petroleum and Petroleum Fractions. In *Petroleum Refining Design and Applications* (Vol. 1, pp. 31–62). Retrieved from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781119257110.ch3>
- Comunidad Petrolera. (2018). PETROLEO REFERENCIAL. Retrieved from <https://www.lacomunidadpetrolera.com/2008/12/petroleo-referencial-industria.html>
- Constitución de la República del Ecuador (Registro Oficial N°. 449). (2008). *CONSTITUCIÓN DE LA REPÚBLICA DEL ECUADOR*.
- Creamer, B. (2010, May). La Refinería del Pacífico ¿ Oportunidad Real y fin de la iniciativa Yasuní-ITT ?, 8. Retrieved from <http://www.ecuadorenvivo.com/images/pdf/KOYUNTURA12.pdf>
- Dahm, K., Hesketh, R., & Savelski, M. (2014). IS PROCESS SIMULATION USED EFFECTIVELY IN ChE COURSES? *Chemical Engineering Education*, 8.



- Retrieved from
https://www.researchgate.net/profile/Robert_Hesketh/publication/235340872_Is_process_simulation_used_effectively_in_ChE_courses/links/0fcfd51111deb7c0e3000000.pdf
- De la Cruz, E. (2016). *Análisis de las Propiedades de Calidad de un Crudo*. Universidad Autónoma del Estado de México. Retrieved from [http://ri.uaemex.mx/bitstream/handle/20.500.11799/65004/Tesina_Analisis de las Propiedades de Calidad de un Crudo_11Ago2016.pdf?sequence=1](http://ri.uaemex.mx/bitstream/handle/20.500.11799/65004/Tesina_Analisis_de las Propiedades de Calidad de un Crudo_11Ago2016.pdf?sequence=1)
- Elliott, R., & Lira, C. (1998). *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics* (II). New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Energy Information Administration. (2018). Energy Information Administration.
- Espinoza, A. (2015). *ESTUDIO DEL CRECIMIENTO DE LA BIOMASA EN LA PISCINA DE FANGOS ACTIVOS DEL ÁREA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES, DE LA REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE)*. UNIVERSIDAD DE GUAYAQUIL. Retrieved from <http://repositorio.ug.edu.ec/bitstream/redug/12662/1/UNIVERSIDAD DE GUAYAQUIL %28Tesis Alex Espinoza Angulo%29 ultimo.pdf>
- Estrada, R., Pari, A., Quintana, C., Martínez, J., Mamani, E., Mendoza, S., & Laime, S. (2009). *REFINACIÓN DEL PETRÓLEO* (Primera). La Paz.
- Fortini, G. (2010). *Evaluación técnico - económico de una unidad de coquificación de residuales de vaío en el Perú*. Universidad Nacional de Ingeniería.
- Galindo, G. (2015). *Mapa de Bloques Petroleros del Ecuador Continental*.
- García, E., & Morato, A. (2018). *Geología del Petroleo*. (UPSE, Ed.). Santa Elena.
- Gardner, D., Suidan, M., & Kobayashi, H. (1988). Role of GAC activity and particle size during the fluidized-bed anaerobic treatment of refinery sour water stripper bottoms. *Water Pollution Control Federation*, 60(4), 505–513. Retrieved from <http://www.jstor.org/stable/25043526>
- Gasim, H. A., Kutty, S. R. M., Isa, M. H., & Isa, M. P. M. (2012). Treatment of Petroleum Refinery Wastewater by using UASB Reactors. *International Journal of Chemical and Biological Engineering*, 174–177.
- Gil, I., Guevara, J., Leguizamón, A., & García, J. (2011). *Análisis y Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. (E. U. N. de Colombia, Ed.) (1st ed.).
- Godoy, S., Rodríguez, N., & Scenna, N. (2008). Propiedades Termodinámicas de



- Equilibrio. *UTN - Facultad Regional Rosario*, 47. Retrieved from https://www.modeloingenieria.edu.ar/images/IntegracionIV/Material/apunte_prop_termodinamicas.pdf
- Gómez, A. M. (2007). *ESQUEMA DE PRODUCCIÓN MÁS LIMPIA PARA LA OPERACIÓN DE LAS REFINERÍAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS*. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO. Retrieved from <http://www.ptolomeo.unam.mx:8080/xmlui/bitstream/handle/132.248.52.100/1959/gomezsolares.pdf?sequence=1>
- González, J. (2016). Clasificación del petróleo según su contenido de azufre. Retrieved from <https://www.venelogia.com/archivos/9622/>
- Gutiérrez, J., & Texas, A. (2013). *ANÁLISIS COMPARATIVO DE DATOS REALES CONTRA LA SIMULACIÓN MEDIANTE UN SOFTWARE COMERCIAL POR CAMBIO DEL TIPO DE CRUDO EN UNA PLANTA COMBINADA*. Universidad Nacional Autónoma de México. Retrieved from https://www.zaragoza.unam.mx/portal/wp-content/Portal2015/Licenciaturas/iq/tesis/tesis_gutierrez_ramos.pdf
- Hasan, B., Mohd, W., & Aziz, A. R. A. (2010). Treatment technologies for petroleum refinery effluents : A review. *Process Safety and Environmental Protection*, 9, 95–105. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2010.11.003>
- Hernández, G. (2010). *APLICACIÓN DE UN SISTEMA DE CARBÓN ACTIVADO ASISTIDO BIOLÓGICAMENTE PARA LA DEPURACIÓN DE AGUA AMARGAS PRETRATADAS EN UN PROCESO DE DESORCIÓN*. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Hidalgo, M. (2007). *LA SEGURIDAD DEL COMPLEJO INDUSTRIAL SHUSHUFINDI FRENTE A AMENAZAS EXTERNAS ” “ LA SEGURIDAD DEL COMPLEJO INDUSTRIAL SHUSHUFINDI FRENTE A AMENAZAS EXTERNAS .”* Retrieved from <http://repositorio.iaen.edu.ec/bitstream/24000/3878/1/Tesis.pdf>
- Ibrahim, D., Jobson, M., & Guillén, G. (2017). Optimization-Based Design of Crude Oil Distillation Units Using Rigorous Simulation Models. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b01014>
- ICCT. (2011). *Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diesel con contenido ultra bajo de azufre*. *The International Council on Clean Transportation*. Retrieved from



- http://www.theicct.org/sites/default/files/ICCT_RefiningTutorial_Spanish.pdf
- Instituto Mexicano del Petróleo. (2017). Metodología para generar una línea base para la evaluación de catalizadores FCC, 4.
- Ip, Y. ., Chew, S. F., & Randall, D. J. (2001). Ammonia toxicity, tolerance, and excretion. In *Fish physiology* (pp. 109–148). [https://doi.org/10.1016/S1546-5098\(01\)20005-3](https://doi.org/10.1016/S1546-5098(01)20005-3)
- Ishak, S., Malakahmad, A., & Isa, M. H. (2012). Refinery wastewater biological treatment : A short review. *Journal of Scientific & Industrial Research*, 71, 2–7.
- Kellner, M., Madachy, R., & Raffo, D. (1999). Software process simulation modeling : Why? What? How? *ELSEVIER*, 46, 15. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0164121299000035>
- Kraus, R. S. (2007). *Petroleo Y Gas Natural. Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo*. Retrieved from <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/EnciclopediaOIT/tomo3/78.pdf>
- Malone Rubright, S. L., Pearce, L. L., & Peterson, J. (2017). Environmental toxicology of hydrogen sulfide. *Nitric Oxide - Biology and Chemistry*, 71, 1–13. <https://doi.org/10.1016/j.niox.2017.09.011>
- Martínez Sifuentes, V., Alonso Dávila, P., López Toledo, J., Salado Carbajal, M., & Rocha Uribe, J. (2000). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. (Plaza y Valdez, Ed.).
- Mejía, J. (2018). La vida útil de los equipos dentro de una planta industrial, 5. Retrieved from <https://www.logicbus.com.mx/pdf/articulos/vida-util-equipos.pdf>
- Mena, D. (2012). *DISEÑO DE UN SISTEMA DE REMOCIÓN DE CONDENSADOS EN EL GAS NATURAL UTILIZADO PARA LOS GENERADORES DE LA EMPRESA ENAP SIPEC*. ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL. Retrieved from <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/4952/1/CD-4490.pdf>
- MINAM. (2017). NORMA DE CALIDAD AMBIENTAL Y DE DESCARGA DE EFLUENTES : RECURSO AGUA. *TULAS Texto Unificado de Legislación Secundaria Del Ministerio Del Ambiente*, 54. Retrieved from <http://extwprlegs1.fao.org/docs/pdf/ecu112180.pdf>
- Ministerio del Ambiente del Ecuador. (2017). *TEXTO UNIFICADO DE LEGISLACION SECUNDARIA DE MEDIO AMBIENTE*. Retrieved from [Juan Fernando Moreno Delgado](http://www.ambiente.gob.ec/wp-</p></div><div data-bbox=)



content/uploads/downloads/2018/05/TULSMA.pdf

- Montesdeoca, D. (2013). *SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE REFORMADO CATALÍTICO DE LA REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS*. UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID.
- Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos* (Sexta). México, D.F.: PEARSON Educación.
- Nava, L. (2014). *TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE REFINERÍAS DE PETRÓLEO POR MEDIO DE REACTORES BIOLÓGICOS CON MEMBRANA*. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Nava, M. (2016). Tipos de petróleo crudo según grado API. Retrieved from <https://www.venologia.com/archivos/9589/>
- New Jersey Department of Health. (2012). *Hoja Informativa sobre Sustancias Peligrosas*. Retrieved from <https://nj.gov/health/eoh/rtkweb/documents/fs/1017sp.pdf>
- OPEC. (2018). Organization of the Petroleum Exporting Countries. Retrieved from https://www.opec.org/opec_web/en/
- Parilti, N. B. (2010). Treatment of a Petrochemical Industry Wastewater by a Solar Oxidation Process Using The Box-Wilson Experimental Design Method, *15*, 9–15. <https://doi.org/10.5053/ekoloji.2010.772>
- PEMEX. (2018). CRUDO MAYA. Retrieved from <http://www.pemex.com/comercializacion/productos/Paginas/petroleo/crudo-maya.aspx>
- Peñalver, Á., Arrojo, P., Basteiro, L., Delclós, J., & Saura, J. (2007). EL DERECHO HUMANO AL ACCESO AL AGUA POTABLE Y AL SANEAMIENTO. In *CARTA DE DERECHOS HUMANOS EMERGENTES* (p. 145).
- Peralta, L. M., O’Farrill, M. E., Arteaga, L. E., Díaz, J., & Varela, S. (2011). Obtención De Azufre a Partir De Los Gases Residuales Del Proceso De Refinación De Crudo. *Centro Azúcar*, *38*(3), 19–29. Retrieved from <http://centroazucar.uclv.edu.cu/media/articulos/PDF/2011/3/4.pdf>
- Pérez, V. (2012). *Identificación de los Escenarios de Riesgo en la Refinación de Petróleo*. Universidad Nacional Autónoma de México. Retrieved from <http://www.ptolomeo.unam.mx:8080/xmlui/bitstream/handle/132.248.52.100/5085/Tesis.pdf?sequence=1>
- Pilatásig Síchique, V. (2017). *OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS, MEDIANTE LA REDUCCIÓN DEL*



- CONSUMO DE VAPOR EN REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS.* Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Retrieved from <http://dspace.esoch.edu.ec/bitstream/123456789/7889/1/96T00406.pdf>
- Pizarro, C. (2016). *ELABORACIÓN DE UN SISTEMA DE GESTIÓN AMBIENTAL EN BASE A LA NORMA ISO 14001: 2004 PARA MEJORAR EL DESEMPEÑO AMBIENTAL EN LA REFINERÍA LA LIBERTAD EN EL ÁREA DE NO CATALÍTICAS CONFORMADO POR LOS SITIOS OPERATIVOS PLANTA PARSONS, UNIVERSAL Y PLANTA CAUTIVO.* UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA FACULTAD. Retrieved from <http://repositorio.upse.edu.ec/bitstream/46000/3618/1/UPSE-TII-2015-049.pdf>
- Quiñonez Renteria, R. (2015). *INCIDENCIA EN PÉRDIDAS DE PRODUCTO (CRUDO PETROLERO) EN LA EMPRESA PETROECUADOR EP REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS.* Universidad de Guayaquil. Retrieved from <http://repositorio.ug.edu.ec/bitstream/redug/9784/1/TRABAJO DE TITULACIÓN QUÑONEZ RENTERIA RAÚL.pdf>
- Ramirez, M. (2005). *Desarrollo de Módulos de Simulación de Procesos en Ingeniería Química.* Universidad de El Salvador. Retrieved from http://ri.ues.edu.sv/2142/1/Desarrollo_de_módulos_de_simulación_de_procesos_en_Ingeniería_Química.pdf
- Refinería Estatal de Esmeraldas. (2018). *Características del Crudo.* Esmeraldas.
- Rivera, M. (2017). *Fundamentos de Simulación de Procesos Químicos.* México, D.F.
- Rojas, A. (2012). *Petróleo y la Petroquímica.* Retrieved from http://educommons.anahuac.mx:8080/eduCommons/ingenieria-quimica/petroleo-y-petroquimica/Tema03_Caracterizacion del petroleo.pdf
- Romo, D. (2016). Refinación de petróleo en México y perspectiva de la Reforma Energética. *Problemas Del Desarrollo*, 47, 26. <https://doi.org/10.1016/j.rpd.2016.10.005>
- Sadeghi, K., & Babolian, M. (2016). AN OVERVIEW AND A WBS TEMPLATE FOR CONSTRUCTION PLANNING OF MEDIUM SIZED PETROLEUM REFINERIES, 7, 15. Retrieved from [http://www.savap.org.pk/journals/ARInt./Vol.7\(2\)/2016\(7.2-03\).pdf](http://www.savap.org.pk/journals/ARInt./Vol.7(2)/2016(7.2-03).pdf)
- Sagar, V. (2017). Depreciation for Separate Unit of Refinery on The Basis of an Estimate of Its own Useful Life, 5. Retrieved from <http://dhc.co.in/uploadedfile/1/2/-1/EAC>



- Opinion on Depreciation for separate unit of refinery on basis of estimate of its own useful life.pdf
- Sarrazin, P., Baudouin, C., & Martino, G. (2008). Perspectives in Oil Refining. In *Heterogeneous Catalysis* (p. 19). Retrieved from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9783527610044.hetcat0136>
- Scenna, N., Aguirre, P., Benz, S., Chiotti, O., Espinoza, J., Ferrero, M., ... Vega, J. (1999). *MODELADO, SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS*.
- Schefflan, R. (2011). *Teach Yourself the Basics of AspenPlus*.
- Speight, J. G. (2015). Petroleum and petroleum products. In *Petroleum Product Analysis* (pp. 1–25). Retrieved from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781118986370.ch1>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2012). *Chemical Engineering Design* (2nd ed.).
- United States Environment Protection Agency. (1995). *Profile of the Petroleum Refinery Industry*. Washington.
- Universidad Nacional Autónoma de México. (2016). *Hoja de Seguridad XVIII Amoniaco*. Retrieved from <https://quimica.unam.mx/wp-content/uploads/2016/12/18amoniaco.pdf>
- Villanueva, J. (2008). LA SIMULACIÓN DE PROCESOS , CLAVE EN LA TOMA DE DECISIONES, 83, 221–227. Retrieved from <file:///D:/Usuario/Desktop/SIMULACIÓN DE PROCESOS.pdf>
- Vivar, P. (2012). *ANÁLISIS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS Y GASES AMARGOS PARA LA OBTENCIÓN DE AZUFRE, MEDIANTE EL “PROCESO CLAUS” EN LA REFINERÍA ESTATAL DE ESMERALDAS, PERÍODO 2011*. Universidad Tecnológica Equinoccial.
- Wong, J. (1998). Petrochemicals. *Water Environment Research*, 70(4), 7.
- Yuri, R. (2012). Riesgo tecnológico y territorio: las instalaciones para la refinación de hidrocarburos en Montevideo. Un análisis utilizando Tecnologías de Información Geográfica, 11. Retrieved from <http://observatoriogeograficoamericalatina.org.mx/egal12/Nuevastecnologias/Cartografiatematica/18.pdf>

ANEXOS

Anexo 1. Fotografías de la visita realizada a la Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 51. Fotografía tomada en el área de capacitación de la Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 52. Fotografía de la vista general de la Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 53. Fotografía de la vista lateral de las unidades de Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 54. Fotografía de las unidades desaladoras en la Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 55. Fotografía de la unidad de destilación atmosférica en Refinería Estatal de Esmeraldas.



Figura 56. Fotografía de unidades de lavado cáustico en la REE.