



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**“INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A  
BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO  
(GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”  
PROYECTO DE INVESTIGACIÓN**

**PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE:  
INGENIERA EN PETRÓLEO**

**AUTORA:**

**ANGIE CAROLINA VÉLEZ CASTILLO**

**TUTOR**

**ING. RICARDO RODRÍGUEZ ALZAMORA**

**LA LIBERTAD- ECUADOR**

**2017**

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
ESCUELA DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**“INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A  
BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO  
(GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”**

**PROYECTO DE INVESTIGACIÓN  
PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE:  
INGENIERA EN PETRÓLEO**

**AUTORA:  
ANGIE CAROLINA VÉLEZ CASTILLO**

**TUTOR  
ING. RICARDO RODRÍGUEZ ALZAMORA**

**LA LIBERTAD - ECUADOR**

**2017**

## AGRADECIMIENTO

A Dios, por darme fortaleza, sabiduría y voluntad necesaria para cumplir con este objetivo importante en mi vida.

A la Universidad Estatal Península de Santa Elena, por acogerme en sus aulas y permitirme llevar orgullosamente su legado de conocimiento y valores. A la carrera de Ingeniería en Petróleo por brindarme una formación de excelente calidad.

A mi tutor Ingeniero Ricardo Rodríguez, por su tiempo, dedicación y su oportuna dirección en este presente trabajo.

A los Ingenieros Alamir Álvarez y Carlos Portilla, que como líderes de la carrera me brindaron la oportunidad para desarrollarme y crecer como una excelente profesional.

Al Ingeniero Tarquino López, porque además de ser una excelente persona, siempre me brindó valiosos consejos que al final dieron fruto.

A Petroecuador EP, por brindarme la oportunidad de realizar este trabajo de investigación en sus instalaciones y en especial al ingeniero Marco Paucar, por el apoyo, la experiencia y la guía proporcionada, que hicieron posible la realización de este proyecto.

*Con amor, aprecio y mucha gratitud, Angie Carolina Vélez Castillo*

## DEDICATORIA

A mis padres Rosa Castillo y Patricio Vélez, por su amor incondicional y por haber fomentado en mí el deseo de superación y el anhelo de triunfo en la vida.

A mis abuelitos Bettilde Orrala y Gilberto Castillo, quienes me han ayudado en todo momento, me han aconsejado y me han inculcado valores para conducirme correctamente en el andar de la vida.

A mi esposo Alfonso Jaime, que siempre me brindó su apoyo y comprensión para culminar mi carrera universitaria.

A mi hijo Patrick Jaime Vélez, por haber llenado mi vida de luz y por ser la razón de superarme cada día.

A mis hermanas Ginger y Analía Vélez Castillo, espero servirles de guía y ejemplo de superación.

Y a todas aquellas personas que siempre me han brindado muestras de apoyo para seguir adelante.

*Angie Carolina Vélez Castillo*

**TRIBUNAL DE GRADO**



---

Ing. Alamin Alvarez Loor, MSc.  
**Decano de la Facultad  
Ciencias de la Ingeniería**



---

Ing. Carlos Portilla Lazo  
**Director de la Carrera  
Ingeniería en Petróleo**



---

Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora, MSc.  
**Docente Tutor**



---

Ing. Antonio Morato Medina, MSc.  
**Profesor de Área**



---

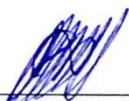
Ab. Brenda Reyes Tomala, MSc.  
**Secretaria General**

## CERTIFICACIÓN DE TUTOR

En mi calidad de Tutor de la Tesis: “INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”, desarrollada por la estudiante Sra. Angie Carolina Vélez Castillo egresada de la carrera Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del Título de Ingeniería en Petróleo.

Me permito declarar que luego de haber dirigido, estudiado y revisado, apruebo en su totalidad este trabajo de investigación.

Atentamente,



---

Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora, MSc.  
CI.0907002034  
**Docente Tutor**

La Libertad, 15 de Diciembre de 2017.

## **CERTIFICADO ANTIPLAGIO**

001-RJRA-2017

En calidad de tutor del trabajo de titulación denominado “INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”, elaborado por la estudiante Angie Carolina Vélez Castillo, egresada de la Carrera de Ingeniería en Petróleo de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de Ingeniera en Petróleo, me permito declarar que una vez analizado en el sistema antiplagio URKUND, luego de haber cumplido los requerimientos exigidos de valoración, el presente proyecto ejecutado, se encuentra con 1% de valoración permitida, por consiguiente se procede a emitir el presente informe.

Atentamente,



---

Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora, MSc.

C.I 0907002034

NARCISA GARCÍA CAJAPE  
LICENCIADA EN CIENCIAS DE LA EDUCACIÓN  
MÁSTER EN EDUCACIÓN Y DESARROLLO SOCIAL  
DOCENTE NIVEL SUPERIOR EN LENGUAJE ESPAÑOL Y LEXICOLOGÍA

## CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA

A petición de la interesada tengo a bien certificar que he realizado la revisión y el análisis del contenido del presente trabajo de titulación con el tema:

**“INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”,** de la egresada **ANGIE CAROLINA VÉLEZ CASTILLO** con cédula de identidad N° 2400235558 de la Carrera de **Ingeniería en Petróleos** de la Universidad Estatal Península de Santa Elena.

Que el mencionado trabajo, en el contexto general, cumple con los requisitos lingüísticos dados por la Real Academia Española para el uso del idioma español.

Certificación, que otorga en la ciudad de Santa Elena a los quince días del mes de enero del dos mil dieciocho, para fines académicos respectivos.

CERTIFICA,



Lic. Narcisa García Cajape  
C.I 1307095818

## DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS

YO, Angie Carolina Vélez Castillo con cédula de identidad 2400235558, declaro bajo juramento que el presente trabajo de titulación denominado “INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD “es de mi autoría; que no ha sido previamente presentada para ningún grado o calificación profesional; y que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento. A través de la presente declaración cedo mi derecho de propiedad intelectual correspondiente a este trabajo, a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, según lo establecido por la ley de Propiedad Intelectual, por su reglamento y por la normativa institucional vigente.



---

Angie Carolina Vélez Castillo  
CI 2400235558

## TABLA DE CONTENIDOS

|                                      |       |
|--------------------------------------|-------|
| PORTADA.....                         | I     |
| CARÁTULA .....                       | II    |
| AGRADECIMIENTO .....                 | III   |
| DEDICATORIA .....                    | IV    |
| TRIBUNAL DE GRADO.....               | V     |
| CERTIFICACIÓN DE TUTOR.....          | VI    |
| CERTIFICADO ANTIPLAGIO .....         | VII   |
| CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA .....    | VIII  |
| DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS..... | IX    |
| TABLA DE CONTENIDOS.....             | X     |
| ABREVIATURAS .....                   | XVI   |
| RESUMEN.....                         | XVIII |
| ABSTRACT.....                        | XIX   |
| INTRODUCCIÓN .....                   | 1     |

### CAPÍTULO I EL PROBLEMA

|                                     |   |
|-------------------------------------|---|
| 1.1 Antecedentes .....              | 2 |
| 1.2 Planteamiento del problema..... | 4 |
| 1.3 Hipótesis.....                  | 4 |
| 1.4 Variables .....                 | 5 |
| 1.5 Justificación.....              | 5 |
| 1.6 Objetivos .....                 | 5 |
| 1.6.1 Objetivo general.....         | 5 |
| 1.6.2 Objetivos específicos .....   | 6 |
| 1.7 Metodología .....               | 6 |

### CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO

|  |    |
|--|----|
| 2.1 El Petróleo.....   | 7  |
| 2.1.1 Características del Petróleo .....                                 | 8  |
| 2.1.2 Composición sulfurados del petróleo.....                           | 9  |
| 2.1 Gas Licuado del Petróleo .....                                       | 10 |
| 2.1.1.1 GLP obtenido por la Refinación del Petróleo .....                | 11 |
| 2.1.1.2 GLP obtenido del gas natural .....                               | 13 |
| 2.1.2 Características del GLP .....                                      | 14 |
| 2.1.4 Contaminantes del GLP .....  | 17 |
| 2.2 Contaminante principal (Sulfuro de hidrógeno) .....                  | 19 |
| 2.2.1 Propiedades físicas del H <sub>2</sub> S.....                      | 19 |
| 2.3 Tratamientos para el endulzamiento del Gas Licuado de Petróleo ..... | 20 |
| 2.3.1 Endulzamiento del GLP por adsorción .....                          | 20 |
| 2.3.2 Endulzamiento del GLP por absorción. ....                          | 22 |

|   |    |
|---|----|
| 2.4 Tratamiento Químico del GLP a base de aminas.....         | 26 |
| 2.4.1 Descripción del Proceso.....                            | 26 |
| 2.4.2 Tipos de Aminas.....                                    | 27 |
| 2.4.2.1 Principales propiedades de las Aminas.....            | 28 |
| 2.5 Componentes de una planta de endulzamiento con amina..... | 29 |
| 2.5.1 Torres.....   | 34 |
| 2.5.2 Tambores.....   | 36 |
| 2.5.3 Intercambiadores.....                                   | 40 |
| 2.5.4 Bombas.....   | 42 |
| 2.6 Tuberías.....   | 45 |
| 2.7 Sistemas de control.....                                  | 47 |
| 2.8 Diagramas utilizados en un proceso.....                   | 49 |
| 2.8.1 Diagramas de flujo de procesos (PFD).....               | 49 |
| 2.8.2 Diagramas P&ID'S.....                                   | 50 |
| 2.9 Norma INEN para especificaciones del GLP.....             | 51 |

### **CAPÍTULO III PARTE EXPERIMENTAL**

|  |    |
|--|----|
| 3.1 Desarrollo del proceso de endulzamiento del GLP con DEA.....             | 53 |
| 3.1.1. Gas Licuado de Petróleo de alimentación al contactor.....             | 53 |
| 3.1.1.1. Condiciones de entrada del GLP al contactor.....                    | 53 |
| 3.1.1.2. Características de la carga del GLP al contactor.....               | 53 |
| 3.2 Dietanolamina (DEA) de alimentación para el contactor.....               | 54 |
| 3.2.1 Características de la amina utilizada como solvente químico.....       | 54 |
| 3.2.2 Composición y caudal de la DEA de alimentación al contactor.....       | 55 |
| 3.3 Balance de Materia en el Contactor.....                                  | 57 |
| 3.4 Balance de Energía en el Contactor.....                                  | 59 |
| 3.5 Balance de Materia en el Regenerador:.....                               | 63 |
| 3.6 Balance de Energía en el Regenerador:.....                               | 64 |
| 3.7 Cálculos de Torres.....  | 69 |
| 3.8 Estimación del Tamaño del Tanque Flash.....                              | 72 |
| 3.9 Cálculo de las estimaciones requeridas para el intercambio de calor..... | 72 |

### **CAPÍTULO IV ANÁLISIS DE RESULTADOS**

|  |    |
|--|----|
| 4.1 Análisis.....  | 75 |
| 4.2 Tablas de especificación de recipientes.....                           | 75 |
| 4.2.1 Resultado de la especificación del Contactor de GLP.....             | 75 |
| 4.2.2 Resultado de la especificación del Flash Drum.....                   | 76 |
| 4.2.3 Resultado de la especificación del Regenerador de DEA.....           | 76 |
| 4.2.4 Resultado de especificación del Acumulador de reflujo.....           | 77 |
| 4.2.5 Resultado de especificación del Rehervidor.....                      | 77 |
| 4.2.6 Resultado de especificación del coalescedor.....                     | 77 |
| 4.2.7 Resultado de especificación del intercambiador amina rica/pobre..... | 78 |
| 4.2.7 Resultado de especificación del condensador de reflujo.....          | 78 |
| 4.2.8 Resultado de especificación del aerofriador de amina pobre.....      | 78 |

|  |    |
|--|----|
| 4.3 Tablas de especificación de bombas .....                       | 79 |
| 4.3.1 Resultado de especificación de la bomba DEA regenerada.....  | 79 |
| 4.3.2 Resultado de especificación de la bomba reflujo.....         | 79 |
| 4.3.3 Resultado de especificación de bomba principal de amina..... | 79 |
| 4.4 Diagrama de Flujo de procesos PFD.....                         | 80 |
| 4.5 Diagrama de instrumentación de procesos P&IDS .....            | 81 |
| 4.6 Presupuesto .....  | 82 |

## **CAPÍTULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

|                           |    |
|---------------------------|----|
| 5.1 CONCLUSIONES .....    | 84 |
| 5.2 RECOMENDACIONES ..... | 85 |
| Bibliografía .....        | 86 |
| ANEXOS .....              | 89 |

## ÍNDICE DE FIGURAS

| ÍTEM         | DESCRIPCIÓN  | PÁGINA |
|--------------|--|--------|
| Figura N° 1  | Destilación atmosférica del petróleo .....                     | 12     |
| Figura N° 2  | GLP obtenido por Destilación Fraccionada del Gas Natural ..... | 14     |
| Figura N° 3  | Adsorbedores de lecho fijo.....                                | 21     |
| Figura N° 4  | Torre de absorción de platos .....                             | 23     |
| Figura N° 5  | Clasificación de Torre de platos.....                          | 24     |
| Figura N° 6  | Torre de relleno .....   | 25     |
| Figura N° 7  | Planta de tratamiento con amina .....                          | 27     |
| Figura N° 8  | Recipientes a presión.....                                     | 30     |
| Figura N° 9  | Contactador de GLP.....  | 35     |
| Figura N° 10 | Regenerador de Amina.....                                      | 35     |
| Figura N° 11 | Tanque flash .....   | 36     |
| Figura N° 12 | Coalescedor de amina .....                                     | 37     |
| Figura N° 13 | Acumulador de reflujo .....                                    | 37     |
| Figura N° 14 | Tren de filtros (mecánicos y de carbón).....                   | 39     |
| Figura N° 15 | Sumidero de Amina.....   | 39     |
| Figura N° 16 | Intercambiador de calor (carcasa y tubo) .....                 | 40     |
| Figura N° 17 | Rehervidor .....   | 41     |
| Figura N° 18 | Condensador de reflujo .....                                   | 41     |
| Figura N° 19 | Bombas.....  | 42     |
| Figura N° 20 | Tanque de preparación de amina.....                            | 43     |
| Figura N° 21 | Tanque de almacenamiento de amina .....                        | 44     |
| Figura N° 22 | Tanque de compensación de amina.....                           | 45     |
| Figura N° 23 | Tuberías .....   | 45     |
| Figura N° 24 | Diagrama de flujo de procesos .....                            | 49     |
| Figura N° 25 | Un diagrama de tubería .....                                   | 50     |
| Figura N° 26 | Diagrama de flujo de proceso de la planta de Amina .....       | 80     |
| Figura N° 27 | Diagrama de instrumentación de la Planta de Amina .....        | 81     |

## ÍNDICE DE TABLAS

| ÍTEM        | DESCRIPCIÓN  | PÁGINA |
|-------------|--|--------|
| Tabla N° 1  | Porcentaje de composición del petróleo .....                         | 7      |
| Tabla N° 2  | Clasificación del Petróleo según su gravedad API.....                | 8      |
| Tabla N° 3  | Clasificación del crudo por el contenido de Azufre .....             | 9      |
| Tabla N° 4  | Presión de vapor del GLP .....                                       | 16     |
| Tabla N° 5  | Calor de Vaporización .....  | 16     |
| Tabla N° 6  | Poder Calórico .....   | 17     |
| Tabla N° 7  | Composición de GLP .....   | 17     |
| Tabla N° 8  | Propiedades Físicas .....  | 19     |
| Tabla N° 9  | Propiedades de las Aminas .....                                      | 29     |
| Tabla N° 10 | Especificaciones del agua.....                                       | 29     |
| Tabla N° 11 | Control del Proceso en una Unidad de Amina .....                     | 48     |
| Tabla N° 12 | Normas técnicas.....   | 52     |
| Tabla N° 13 | Composición del GLP a la entrada de la planta. ....                  | 53     |
| Tabla N° 14 | Composición de la amina pobre a la entrada del contactor. ....       | 56     |
| Tabla N° 15 | Corriente de GLP a la salida del tope del Contactor .....            | 58     |
| Tabla N° 16 | Composición de la Amina a la salida del contactor .....              | 58     |
| Tabla N° 17 | Calor específico másico del GLP. ....                                | 59     |
| Tabla N° 18 | Calor Específico de la Amina a la entrada y salida del Contactor. .. | 61     |
| Tabla N° 19 | Calor específico de la amina rica.....                               | 63     |
| Tabla N° 20 | Balance de materia en el Regenerador .....                           | 63     |
| Tabla N° 21 | Calor específico de la corriente de amina en el regenerador. ....    | 64     |
| Tabla N° 22 | Composición del gas de cola que sale del tope regenerador .....      | 66     |
| Tabla N° 23 | Composición del gas de cola que sale del acumulador de reflujo. ...  | 67     |
| Tabla N° 24 | Agua de Reflujo.....   | 67     |
| Tabla N° 25 | Estimaciones Requeridas para Intercambiadores de Calor.....          | 73     |
| Tabla N° 26 | Especificaciones del Contactor de GLP .....                          | 75     |
| Tabla N° 27 | Especificación del Flash Drum.....                                   | 76     |
| Tabla N° 28 | Especificación del Regenerador .....                                 | 76     |
| Tabla N° 29 | Especificaciones del acumulador de reflujo .....                     | 77     |
| Tabla N° 30 | Especificaciones de Rehervidor .....                                 | 77     |
| Tabla N° 31 | Especificación del coalescedor.....                                  | 77     |
| Tabla N° 32 | Especificación del intercambiador .....                              | 78     |
| Tabla N° 33 | Especificación del condensador de reflujo .....                      | 78     |
| Tabla N° 34 | Especificación del aerofriador .....                                 | 78     |
| Tabla N° 35 | Especificación de la bomba DEA .....                                 | 79     |
| Tabla N° 36 | Especificación de la bomba .....                                     | 79     |
| Tabla N° 37 | Especificación de bomba .....  | 79     |
| Tabla N° 38 | Presupuesto de Equipos .....   | 82     |
| Tabla N° 39 | Presupuesto de tuberías .....  | 82     |
| Tabla N° 40 | Presupuesto de válvulas.....   | 83     |
| Tabla N° 41 | Presupuesto de instrumentación .....                                 | 83     |
| Tabla N° 42 | Presupuesto general .....  | 83     |

## LISTA DE ANEXOS

| <b>ÍTEM</b> | <b>DESCRIPCIÓN</b>  |    |
|-------------|---|----|
|             | <b>PÁGINA</b>   |    |
| Anexos N° 1 | Calor específico de hidrocarburos líquidos .....                  | 90 |
| Anexos N° 2 | Diagrama de Planta estabilizadora .....                           | 91 |
| Anexos N° 3 | Filtros de lecho fijo para el tratamiento GLP .....               | 92 |
| Anexos N° 4 | Proforma de valores de las bombas y tuberías .....                | 93 |
| Anexos N° 5 | Sección (A-B) del plano de la planta de endulzamiento de GLP .... | 94 |
| Anexos N° 6 | Fotografías .....   | 97 |

## ABREVIATURAS

|                  |  |
|------------------|--|
| RLL              | Refinería La Libertad                  |
| °API             | American Petroleum Institute           |
| Bpd              | Barril por día                         |
| INEN             | Instituto Ecuatoriano de Normalización |
| GLP              | Gas licuado de petróleo                |
| H <sub>2</sub> S | Sulfuro de hidrógeno                   |
| H <sub>2</sub> S | Ácido Sulfhídrico en disolución acuosa |
| H <sub>2</sub> O | Agua                                   |
| RSH              | Mercaptanos                            |
| COS              | Sulfuro de Carbonilo                   |
| CO <sub>2</sub>  | Dióxido de carbono                     |
| CS <sub>2</sub>  | Disulfuro de carbono                   |
| TBP              | True boiling point                     |
| MEA              | Monoetanolamina                        |
| DEA              | Dietanolamina                          |
| DGA              | Diglicolamina                          |
| DIPA             | Diisopropanolamina                     |
| MDEA             | Metiletanolamina                       |
| $\overline{PM}$  | Peso molecular                         |
| Ppm              | Partes por millón                      |
| PFD              | Process flow diagram                   |
| P&ID'S           | Piping and instrumentation diagram     |
| P                | Presión                                |
| T                | Temperatura                            |
| Psi              | Pound per Squared inch                 |
| Atm              | Atmósfera                              |
| °C               | Grados Centígrados                     |
| °F               | Grados Fahrenheit                      |
| Kg               | Kilogramo                              |
| lb               | libra                                  |
| pulg             | Pulgadas                               |

|                     |  |
|---------------------|--|
| gpm                 | Galones por minuto                     |
| ft                  | Pie                                    |
| h                   | Altura                                 |
| q                   | Caudal                                 |
| A                   | Área                                   |
| s                   | Segundo                                |
| n                   | Número de moles                        |
| x                   | Fracción másica                        |
| xi                  | Fracción molar                         |
| Yi                  | Porcentaje molar                       |
| m                   | Flujo másico                           |
| Cp                  | Calor específico                       |
| $\overline{CP}$     | Calor específico promedio              |
| Q                   | Calor                                  |
| $\rho$              | Densidad                               |
| $\Delta T$          | Diferencial de temperatura             |
| BTU                 | British thermal unit                   |
| Qr                  | Calor de reacción                      |
| Qt                  | Calor total                            |
| Qabs                | Calor absorbido                        |
| $\Delta Hr$         | Calor de reacción del H <sub>2</sub> S |
| SG                  | Gravedad específica                    |
| Qvap                | Calor total de vaporización            |
| n <sub>pv</sub>     | Eficiencia de los platos de válvula    |
| hp                  | Horsepower                             |
| GPSA                | Gas processors suppliers association   |
| R                   | Razón de reflujo                       |
| ESP <sub>plat</sub> | Espaciamiento entre plato y plato      |
| n <sub>reales</sub> | Número de platos reales                |
| H <sub>l</sub>      | Entalpía líquida                       |
| H <sub>v</sub>      | Entalpía en vapor                      |

UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

“INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”

Autora: Angie Carolina Vélez Castillo  
Tutor: Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora

**RESUMEN**

La presente investigación apunta el siguiente problema *¿Cómo influyen las impurezas en el proceso de endulzamiento del gas licuado de petróleo (GLP), de Refinería La Libertad?* estableciendo como objetivo general *plantear una ingeniería básica de un proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP), que permita reducir el contenido de H<sub>2</sub>S dando cumplimiento con las especificaciones exigidas por la NTE- INEN 0675 en la refinería La Libertad.*

El petróleo es la materia prima de una refinería para obtener derivados de mayor valor comercial, siendo el GLP uno de los productos más importante y utilizado a nivel mundial, porque sirve como un combustible limpio; debido a su aplicación en hogares e industrias, este debe estar libre de contaminantes, tales como el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, para lograr la reducción de los mismos se emplean tratamientos químicos siendo el más utilizado el tratamiento con aminas que eliminará los gases ácidos de la corriente de GLP. Los procesos de gases ácidos y el de GLP basados en la absorción con aminas son similares, puesto que ambos implican el contacto de una fase de hidrocarburo de baja densidad (gas o líquido) con una fase pesada, líquida inmiscible (la solución acuosa de alcanolamina). Los gases ácidos de la fase hidrocarburo son transferidos a la fase acuosa, donde reacciona con la amina (Kohl & Nielsen, 1997).

La metodología de la investigación utilizada es la deductiva e inductiva donde se recopiló información secundaria a través de los historiales de producción y análisis de los productos que se obtienen en Refinería La Libertad para determinar la composición y la cantidad de compuestos sulfurados presentes en el GLP

Se formuló una ingeniería básica con un proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP), que permita reducir el contenido de H<sub>2</sub>S dando cumplimiento con las especificaciones exigidas.

**Palabras claves:** Proceso – Endulzamiento – Aminas – GLP – Refinería La Libertad

UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

“INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE  
DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE  
REFINERÍA LA LIBERTAD”

Autora: Angie Carolina Vélez Castillo  
Tutor: Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora

**ABSTRACT**

The present investigation aims the following problem would affect the process of sweetening the liquefied petroleum (LPG), of La Libertad refinery gas impurities? establishing as a general objective to raise a basic engineering of a process of sweetening with amines (DEA) for liquefied petroleum gas (LPG), allowing to reduce the content of H<sub>2</sub>S complying with the specifications required by the NTE - INEN 0675 in La Libertad refinery.

Oil is the raw material of a refinery for derivatives of higher commercial value, one LPG products used around the world, and more important because it serves as a fuel clean; due to its application in households and industries, this must be free of contaminants such as H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub>, to achieve the same reduction used chemical treatments remain the most widely used treatment with amines which will eliminate the acid gases from the LPG power. The processes of acid gases and LPG based on absorption with amines are similar since both involve the contact of a hydrocarbon of low density (gas or liquid) phase with a heavy, liquid immiscible phase (aqueous solution of alcanolamina). Acid gases in the hydrocarbon phase are transferred to the aqueous phase, which reacts with the amine (Kohl & Nielsen, 1997).

Used research methodology is the deductive and inductive where it was collected secondary information through the histories of production and analysis of the products obtained in refinery the freedom to determine the composition and quantity of sulfur compounds in LPG.

We formulated a basic engineering with a process of sweetening with amines (DEA) for liquefied petroleum gas (LPG), allowing to reduce the content of H<sub>2</sub>S complying with the required specifications.

Key words: Process - Sweetening - Amines - LPG - La Libertad Refinery

## INTRODUCCIÓN

Este proyecto de investigación tiene como objeto implementar el endulzamiento del GLP, procesado en Refinería La Libertad, mediante absorción del H<sub>2</sub>S con DEA. Para esto, se diseñará un sistema de absorción y regeneración cíclica de la DEA que permita verificar su utilidad y analizar la posibilidad de reemplazar al sistema de lechos fijos utilizados actualmente, porque este, al no ser un sistema regenerativo, tiene un tiempo de saturación más corto y por ende el adsorbente sufre un cambio químico irreversible, provocando mayor contenido de pasivo ambiental, que es lo que se busca reducir con la aplicación del tratamiento con aminas. Otro de los propósitos es lograr que la corriente de GLP cumpla con los estándares de calidad y normativas que rigen en el país.

La estructura del trabajo de investigación se ha dividido en cinco capítulos:

En el capítulo I, se describe el problema de la investigación, los antecedentes, su planteamiento, la enunciación de la hipótesis y la identificación de las variables que en este caso es variable independiente: Proceso regenerativo de la Dietanolamina (DEA) y la variable dependiente: Reducir las concentraciones de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) en el gas licuado de petróleo, con la respectiva justificación, el establecimiento de los objetivos y la metodología de la investigación.

El capítulo II, contiene la fundamentación teórica necesaria para el entendimiento de los términos y conceptos que se emplearan en la descripción del proceso de endulzamiento con aminas, con los pertinentes gráficos y diagramas, los cuales muestran detalladamente el funcionamiento de cada uno de los equipos instalados dentro de la planta con sus respectivas citas documentadas.

En el capítulo III se determinan las fórmulas necesarias que se utilizaran para la elaboración de los balances de materia y energía involucradas en el proceso, además se realizaron los cálculos de diámetros, alturas y potencia de los equipos principales de la planta.

En el capítulo IV se establece el resultado de la investigación, obteniéndose las tablas de especificación de cada uno de los equipos y el respectivo diagrama de flujo de procesos y P&ID'S de la planta que se propone implementar.

En el capítulo V se presentarán las conclusiones y recomendaciones de este trabajo.

# CAPÍTULO I

## EL PROBLEMA

### 1.1 Antecedentes

La industria petrolera ecuatoriana tiene su origen en la provincia de Santa Elena. Entre 1909 y 1929 se desarrollaron varias actividades de prospección y extracción petrolera a cargo de empresas privadas nacionales. En 1919, en Londres, se crea la compañía Anglo Ecuatorian Oilfields para explotar los yacimientos de Ancón. En el año 1940 se instala la primera Refinería para producir, en suelo ecuatoriano, combustibles que abastezca el mercado interno y dejar de importar los derivados, especialmente desde Perú.

A sus inicios, Refinería La Libertad, constaba con dos plantas, Foster y Stratford, que se alimentaban con la producción de 7000 barriles diarios de crudo provenientes de Ancón. La planta Foster funcionó hasta 1956 y la Stratford hasta 1968. En 1956 se construyeron dos nuevas unidades de refinación, de destilación atmosférica y Craqueo Térmico. Para 1968, se incorpora al complejo industrial la planta de destilación Parsons, diseñada para una capacidad de 20000 BPD y procesar crudo de 31,1 a 55,7 °API. En 1989 Refinería La Libertad, industria encargada a la refinación del crudo, pasó a manos del Estado como PETROECUADOR.

Actualmente, Refinería La Libertad, produce 45000 barriles diarios de derivados con una carga anual promedio de 14850000 barriles. Está constituida por tres unidades de destilación primaria:

- Planta Parsons, con capacidad para 26000 barriles por día (BPD).
- Planta Universal, con capacidad para 10000 BPD.
- Planta Cautivo, con capacidad para 9000 BPD. (1)

También cuenta con la Unidad Estabilizadora de Gasolina, cuya capacidad operativa actual es de 3000 barriles de gasolina por día. (2)

En la actualidad el crudo que se procesa en las Plantas de refinación tiene una densidad entre 26,4 y 28°API. También se dispone de 50.000 barriles por mes de crudo Peninsular de 34 y 35° API, el cual se procesa eventualmente en la Planta Universal y 3000 barriles de crudo Peninsular Pacoa de 34 y 35° API en Planta Cautivo.

Uno de los derivados que se obtienen en RLL es la gasolina base, con una producción aproximada de 85000 barriles diarios. Por cada unidad de destilación, la producción promedio de Gasolina base por día es:

- Planta Parsons: 50000 bd
- Planta Universal: 18000 bd
- Planta Cautivo: 1700 bd

Los gases incondensables de los acumuladores de gasolina de la Planta Parsons y Universal, pueden ser alineados a la carga de la Planta Estabilizadora previo tratamiento de endulzamiento y compresión de los mismos.

En la planta estabilizadora se reducen los compuestos ligeros de la gasolina con el fin de que esta cumpla con las especificaciones de las normas INEN; como producto de cabeza de esta Planta se obtienen Gas licuado de petróleo (GLP), con una producción aproximada de 200 barriles diarios. (2)

La gasolina base y el GLP que salen de las plantas de refinación contienen concentraciones de compuestos de azufres que son altamente corrosivos por lo cual es necesario eliminarlos antes de que estos derivados se dirijan hacia los tanques de almacenamiento. Uno de los métodos de eliminación del gas sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), mercaptanos y demás compuestos azufrados es mediante el tratamiento de la gasolina y GLP con lechos fijos. Refinería La Libertad cuenta con 2 filtros para tratamiento del GLP, los mismos que están soportado dentro de los filtros por bolas de cerámica de diferentes diámetros (gramínea), dicho sistema no es regenerativo y por lo tanto el adsorbente se satura, lo que podría provocar un

producto final fuera de especificaciones, además el pasivo ambiental generado será mayor, porque se deberá cambiar el relleno cada cierto tiempo.

En el Proceso de optimización, que atraviesa RLL, se busca que los combustibles cumplan con los estándares y/o normas de calidad; más aún, ahora que se procesa crudos de menor °API (26,4) donde el contenido de azufre, en él y sus derivados, se incrementa. Por tal motivo, los tratamientos que reciben deben estar adaptados a las condiciones que se presentan actualmente. (2)

## 1.2 Planteamiento del problema

El GLP obtenido, como producto de la refinación del petróleo, posee impurezas tales como mercaptanos (RSH), sulfuro de carbonilo (COS), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), disulfuro de carbono (CS<sub>2</sub>), azufre elemental y ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S); éste último, corrosivo que puede conducir a la deposición de azufre libre.

Actualmente, en Refinería La Libertad, se emplea un sistema de lecho fijo para el tratamiento del GLP de agotamiento rápido y muy poca capacidad de regeneración, que hacen que se reduzca substancialmente su capacidad de remoción, por lo que, se sugiere el endulzamiento amínico.

### Formulación del problema

- ¿Cómo influyen las impurezas en el proceso de endulzamiento del gas licuado de petróleo (GLP), de Refinería La Libertad?

## 1.3 Hipótesis

La implementación de una planta de endulzamiento de GLP, con *proceso regenerativo de la Dietanolamina (DEA)*, permitirá *reducir las concentraciones de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) en el gas licuado de petróleo* y estar bajo los estándares de calidad ecuatoriana, así como con la cogeneración de un mínimo pasivo ambiental respecto a las condiciones actuales de tratamiento.

## **1.4 Variables**

Variable independiente: Proceso regenerativo de la Dietanolamina (DEA)

Variable dependiente: Reducir las concentraciones de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) en el gas licuado de petróleo

## **1.5 Justificación**

La demanda mundial de gas licuado de petróleo se incrementa cada día más, consecuentemente existe la necesidad de obtener un producto final que cumpla con la normativa vigente en el país, para su respectiva distribución y consumo. La presente investigación es importante porque plantea estudiar un proceso de endulzamiento del GLP con amina (DEA), que permitirá establecer los contaminantes que este hidrocarburo posee y reducirlos hasta mantenerlos dentro del rango permitido según la norma

Es relevante, porque servirá de material de consulta para otras investigaciones similares.

Es novedoso, porque a través de este trabajo se puede tener una visión más amplia de un diseño alternativo y versátil que permitirá a futuro ser aplicada en Refinería La Libertad.

## **1.6 Objetivos**

### **1.6.1 Objetivo general**

- Plantear una ingeniería básica de un proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP), que permita reducir el contenido de  $H_2S$  dando cumplimiento con las especificaciones exigidas por la NTE- INEN 0675 en la refinería La Libertad.

### **1.6.2 Objetivos específicos**

- Caracterizar las generalidades de la investigación
- Fundamentar teóricamente sobre el proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP)
- Examinar un sistema de absorción y regeneración cíclica de la DEA, con los componentes, equipos, balances de materia y energía para cumplir con las especificaciones exigidas por la NTE- INEN 0675
- Analizar los resultados obtenidos de un proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP).

### **1.7 Metodología**

Se ocupará el método deductivo por que se recopilará toda la información necesaria por medio de aspectos teóricos relacionados con la descripción del proceso de endulzamiento con aminas para el Gas licuado de petróleo, dichos conceptos serán tomados de los libros Gas Purifications, Gas conditioning and processing, Gas processors suppliers association, así como también de los manuales de operación de la UOP y Enar Petrotech Services. A través de la observación directa de las instalaciones, entrevista a los trabajadores de planta, se logró recaudar datos relevantes que servirán de base para la realización de este proyecto.

Se recopilará información secundaria a través de los historiales de producción y análisis de los productos que se obtienen en Refinería La Libertad para determinar la composición y la cantidad de compuestos sulfurados presentes en el GLP. Para la interpretación y comprensión de los P&ID existentes en RLL, así como para la elaboración del P&ID actual, se empleará el estándar IPS-E-PR-230 como base de diseño.

Para la elaboración de los PFD se tomará como base el estándar IPS-E-PR170 referidos a los Diagramas de flujo de Procesos. Posteriormente se determinarán las respectivas conclusiones y recomendaciones.

## CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO

### 2.1 El Petróleo

La palabra petróleo proviene de los términos latinos PETRA que significa (Piedra) y OLEUM (aceite).

El petróleo es una sustancia líquida viscosa de color marrón, verde o negro, y está compuesto por una mezcla de hidrocarburos (Carbono e Hidrógeno), en cantidades variables, con otras sustancias tales como azufre, oxígenos, nitrógenos metales y otros elementos. (3) A partir de este se pueden obtener gasolinas, naftas y otros derivados a través de varios procedimientos de separación y transformación del mismo. (4)

**Tabla N° 1 Porcentaje de composición del petróleo**

| Composición | Porcentaje en Peso |
|-------------|--------------------|
| Carbono     | 84-87 %            |
| Hidrógeno   | 11-14 %            |
| Azufre      | 0-5 %              |
| Nitrógeno   | 0-0,2 %            |

Fuente: Refinación del petróleo-Racjess -2009

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### **Origen:**

Tiene su origen en la descomposición de materia orgánica (animal y vegetal), que al morir quedaron enterradas a gran profundidad por sucesivas capas de sedimentos inorgánicos (arenas y arcilla), factores como presión, temperatura y la acción de bacterias, en un medio anaerobio provocaron que estos restos orgánicos sufrieran transformaciones para dar origen a lo que hoy se conoce como petróleo crudo. (3)

#### **Composición:**

De acuerdo al tipo y la cantidad de familias de hidrocarburos que el crudo posea este se clasifica en:

- Parafínicos
- Nafténicos
- Asfálticos
- Mixtos (5)

### 2.1.1 Características del Petróleo

**La Densidad:** Es un parámetro que indica qué tan liviano o pesado es un crudo en su totalidad, por lo tanto, tiene una relación directa con la calidad del petróleo.

Los crudos más livianos al pasar por los procesos de refinación darán un mayor rendimiento de fracciones ligeras como gasolinas, combustible pesado y diésel, mientras que los más pesados tendrán proporciones más altas de combustibles industriales pesados, asfalto y otros productos pesados.

A la densidad se la expresa generalmente en términos de Gravedad API y su fórmula es la siguiente:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{SPGR} - 131,5 \quad (6)$$

**Tabla N° 2 Clasificación del Petróleo según su gravedad API**

| Clases de crudo | Rango Gravedad ( $^{\circ}$ API) |
|-----------------|----------------------------------|
| Supere ligero   | >39                              |
| Ligero          | 31.1 – 39                        |
| Mediano         | 22.3 – 31.1                      |
| Pesado          | 10 – 22.3                        |
| Extrapesado     | <10                              |

Fuente: Refinación del petróleo- Racjess – 2009  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Viscosidad:** Se la considera importante porque sirve para determinar las posibilidades de bombeo de los crudos y definir el tipo de tuberías que se va a utilizar para su traslado. La viscosidad aumenta a medida que se reduce el grado API y se reduce con el aumento de la temperatura del producto. (7)

**Contenido de Azufre:** Es un factor importante, ya que está fuertemente ligado con el valor comercial del crudo, por lo general son más abundantes en las fracciones más pesadas.

Se debe eliminar su contenido a través de una serie de procesos industriales que encarecen las operaciones en el proceso del refino, por esta razón, los crudos con menos presencia de azufre necesitarán procesos suaves y normalmente su valoración en el mercado será superior a los de alto azufre. (5)

**Tabla N° 3 Clasificación del crudo por el contenido de Azufre**

| <b>Tipo</b>    | <b>Rango</b> |
|----------------|--------------|
| Petróleo dulce | <0,5%        |
| Petróleo Medio | >0,5 y <1%   |
| Petróleo Agrio | >1%          |

Fuente: El petróleo crudo- [www.coursehero.com](http://www.coursehero.com) – 2010  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### **Curva de destilación TBP:**

Se realiza un ensayo en un laboratorio para obtener una curva de destilación, dicha curva nos permitirá conocer las fracciones destiladas a cierta temperatura, dando como resultado un rango aproximado de los rendimientos de los productos combustibles que puede llegar a producir la refinería. (7)

#### **2.1.2 Composición sulfurados del petróleo**

La cantidad de azufre total (bajo todas sus formas) contenidas en el crudo es un factor importante, ya que dependerá de esta cantidad, su calidad y precio.

Los compuestos sulfurados se clasifican en seis grupos químicos diferentes:

#### **Azufre libre:**

Poco frecuente en el crudo, pero puede encontrarse en suspensión o disuelto. Proviene de los componentes de la roca almacén por reducción de sulfatos. (8)

**Sulfuro de hidrógeno:**

Disuelto en pequeña proporción en el crudo, pero se forma en los procesos de refino o por descomposición térmica de hidrocarburos sulfurados en la operación de destilación.

**Tioles o mercaptanos:**

Tienen un olor desagradable y son corrosivos. Su concentración es muy baja, o nula en el crudo, pero se crean a partir de otros compuestos sulfurados en el transcurso de las operaciones del refino y se encuentran presentes principalmente en los cortes ligeros.

**Sulfuros:**

Son químicamente neutros y están presentes en los hidrocarburos sulfurados de cortes medios como queroseno y gasóleo.

**Disulfuros:**

Son productos complejos y difíciles de separar y por esta razón muy poco se ha podido identificar.

**Tiofenos y derivados:**

Proviene de la degradación de los sulfuros en el curso de las operaciones del refino, presentes en los cortes pesados.

Al estar presentes en los crudos estos compuestos de azufre causan corrosión de las instalaciones productivas, envenenan los catalizadores involucrados en los procesos e incrementan la contaminación ambiental debido a que se produce combustión al utilizar los derivados como combustibles. (8)

**2.1 Gas Licuado del Petróleo**

El Gas licuado de petróleo, también conocido como GLP o LPG por sus siglas en inglés, es un combustible derivado del petróleo, está constituido por una mezcla

de propano-butano, trazas de hidrocarburos livianos y pesados, y contaminantes tales como el azufre. (9)

### **2.1.1 Obtención del GLP.**

El GLP se obtiene a través de la refinación del crudo en el transcurso de sus varias etapas de procesamiento, tales como la destilación atmosférica, reformado de nafta, craqueo catalítico fluidizado, entre otros, y por la remoción de agua y dióxido de carbono del gas natural. (9)

#### **2.1.1.1 GLP obtenido por la Refinación del Petróleo**

La refinación del petróleo consiste en utilizar catalizadores, sustancias químicas, temperaturas y presiones para combinar y separar moléculas de los hidrocarburos que se encuentran presentes de forma natural en el crudo, transformándolos en grupos de moléculas similares.

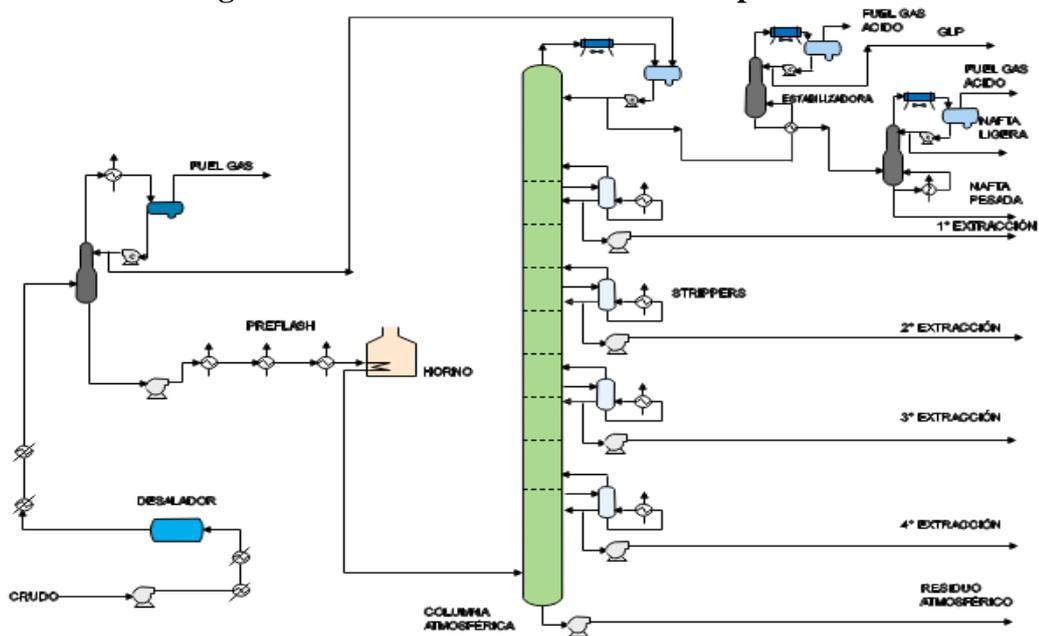
El tipo de hidrocarburo (Parafínico, Nafténico o Aromático), que intervine en el proceso del refino es el factor más importante para la obtención de rendimientos de los productos tales como el gas licuado de petróleo, la gasolina y diésel, entre otros. (10) La refinación incrementa el valor del petróleo crudo, ya que como producto de consumo final tiene poco valor comercial, esto se logra mediante la conversión del mismo en productos refinados.

Cada refinería posee sus propias características operativas, diferente tipo de instalaciones, así como una economía particular. La estructura de una refinería y sus características de funcionamiento están determinados por su antigüedad, ubicación, disponibilidad de fondos para inversiones de capital, tipos de crudos a tratar, demanda del producto (de los mercados locales y/o de exportación), requerimientos de calidad del producto, normativa y estándares ambientales, y las especificaciones y requisitos del mercado para los productos terminados. (6)

## Destilación Atmosférica

La destilación primaria o atmosférica es el primer proceso encontrado en cualquier refinería convencional. El objetivo principal de esta unidad es destilar el crudo a diferentes temperaturas para producir fracciones más ligeras que serán utilizadas como carga para procesos posteriores que le darán mayor valor comercial.

Figura N° 1 Destilación atmosférica del petróleo



Fuente: Tecnología y margen de refino del petróleo-José Lluch Urpí- 2011  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

El crudo es precalentado en varios intercambiadores de calor, posteriormente es enviado a un horno para seguir aumentando su temperatura. Debido al contenido de sales presentes en el crudo, este debe ser sometido a un tratamiento previo, que es el desalado, el cual se consigue inyectándole agua a una temperatura aproximada de 120-150°C para disolver las sales. (11)

El crudo con una temperatura aproximada de unos 330-370°C ingresa a la torre de destilación por la parte inferior, ascendiendo por las bandejas perforadas que se encuentran en el interior de la columna, las fracciones ligeras condensan en la parte superior de la columna, mientras que las más pesadas en los platos inferiores, los vapores que se van desprendiendo salen por encima de la torre. El

líquido de cabeza se recoge en un acumulador, en este se producen los gases incondensables (metano, etano y sulfhídrico), los cuales se envían al sistema de Fuel Gas y el líquido se lo envía parte como sistema de reflujo para mantener las condiciones de la torre de destilación y parte a la columna estabilizadora para separar el GLP (propano y butano) de la nafta. (11)

### **Columna estabilizadora de gasolina**

Para la columna estabilizadora se pueden tener como carga de alimentación la gasolina base proveniente de las unidades presentes en una refinería, gasolina natural y gases comprimidos.

A la carga que entra a la columna estabilizadora se le debe elevar su temperatura, esto se logra en un intercambiador de calor, en el que adquiere calor de la gasolina estabilizada. Se debe mantener el perfil térmico de la columna, a través de un rehervidor que es calentado con flujo de residuo. En la torre estabilizadora se produce la separación del GLP y la nafta, por la cabeza de la columna se obtienen los gases, que son enfriados por un enfriador de agua salada, que en receptor de domo son separados sus fases gaseosas y líquidas.

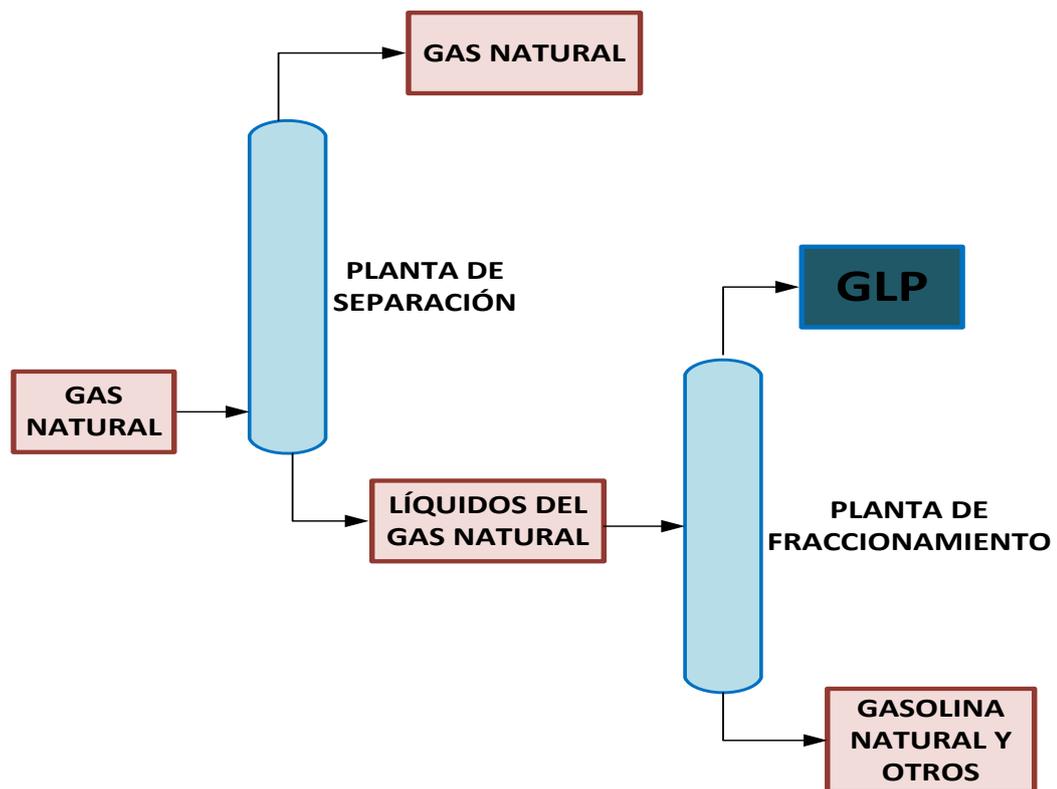
Una parte del líquido (GLP) del receptor de domo es retornado como reflujo a la torre con el fin de mantener su temperatura de domo y otra parte se envía a almacenamiento. Los gases del receptor se envían al sistema de tea, regulando la presión del sistema de estabilización. La gasolina estabilizada que sale del rehervidor se enfría mediante el intercambio calórico con la carga a la planta estabilizadora, luego pasa por enfriadores de agua salada y finalmente por los enfriadores aéreos, desde donde se dirige a los tanques de almacenamiento. (2)

#### **2.1.1.2 GLP obtenido del gas natural**

En el caso de encontrarse asociados al gas natural, dado que el GLP en estado gaseoso es un componente con menor presión de vapor y puntos de ebullición más altos, antes de transportar el gas natural se procesa mediante destilación

fraccionada, donde se separa el gas natural seco (metano en 80 a 90% y etano) del resto de hidrocarburos que lleve asociado, y de estos líquidos se obtiene GLP, gasolina natural, entre otros. (12)

**Figura N° 2 GLP obtenido por Destilación Fraccionada del Gas Natural**



Fuente: Osinerg-Producción GLP-2010  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### 2.1.2 Características del GLP

- A temperatura ambiente y presión atmosférica se encuentra en estado gaseoso.
- No posee color, es transparente como el agua en su estado líquido.
- Carece de olor, pero se le agrega un odorante llamado etil mercaptano para detectarlo cuando se produzca alguna fuga.
- Es inflamable, a la mínima chispa se enciende violentamente.
- El GLP tiene el valor calórico más alto de todos los hidrocarburos, con excepción del gas natural.
- Es económico en comparación a otros combustibles. (13)

### **2.1.3 Propiedades del GLP**

#### **Densidad.**

El GLP a temperatura ambiente y presión atmosférica es un gas, que es de 1 a 2 veces más pesado que el aire, se licua fácilmente bajo presiones moderadas. La densidad del líquido es aproximadamente la mitad que la del agua y varía de 0,525 a 0,580 a 15 °C.

#### **Olor**

Los hidrocarburos en C3 y C4 en mezclas exentas de mercaptanos, disulfuros y sulfuro de hidrógeno no huelen; por razones de seguridad y para poder detectar fugas en su uso normal, se incorpora un compuesto químico de olor persistente.

#### **Humedad**

La presencia de humedad podría provocar el obturamiento de las válvulas de regulación de presión, y otros equipos similares por congelación del agua en sus mecanismos durante el proceso de gasificación del gas cuando se manipula en estado líquido presurizado.

#### **Azufre Total**

Las únicas formas posibles de azufre en el GLP estarán en forma de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y disulfuros. Excepto los últimos, todos ellos son corrosivos.

#### **Volatilidad**

Un alto contenido en hidrocarburos en C2, o bien la presencia de una elevada proporción de propano en el butano comercial dará una volatilidad excesiva, pudiendo dar lugar a graves problemas de seguridad en la manipulación. De la misma forma, un exceso de hidrocarburos pesados, superiores a C4, daría lugar a dificultades de combustión con formación de depósitos y gomas. Las características de volatilidad de los GLP se miden mediante la presión de vapor y el residuo volátil. (11)

## Presión de Vapor

Es la medida indirecta de la mínima temperatura a que el producto puede vaporizar.

**Tabla N° 4 Presión de vapor del GLP**

| Presión de Vapor $kg/cm^2$ |         |        |
|----------------------------|---------|--------|
| Temperatura °C             | Propano | Butano |
| -17.7                      | 2.68    | 0.52   |
| 0                          | 4.82    | 1.05   |
| 15.5                       | 7.53    | 1.85   |
| 37.8                       | 13.12   | 3.67   |
| 60                         | 21.44   | 6.51   |
| 80                         | 31.14   | 10.56  |

Fuente: Tecnología y margen del refino -José Urpí -2011

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## Residuo volátil

Si la presión de vapor es una indicación del contenido en componentes ligeros que tiene una muestra de GLP, el residuo volátil es una indicación del contenido en hidrocarburos pesados y otros compuestos contaminantes.

## Calor de vaporización

El GLP se almacena en forma líquida en un envase y se utiliza en forma gaseosa, para pasar de una fase a otra, lo que se produce al romperse el equilibrio líquido/vapor en el que se encuentra el producto a una temperatura dada; es necesario evacuar el gas del envase mediante la apertura de la válvula de regulación de la misma, por diferencia de presión el gas fluye al exterior del envase y el líquido vaporiza sustituyendo al gas que fluye. Para vaporizar el líquido es necesario suministrar un calor de vaporización que se tomará del propio líquido, de la masa metálica que forma el envase e incluso de la atmósfera que rodea a este último. El calor de vaporización depende también de la temperatura y presión a que se encuentre el líquido. (11)

**Tabla N° 5 Calor de Vaporización**

| Calor de Vaporización $kg/cm^2$     |         |        |
|-------------------------------------|---------|--------|
| °C                                  | Propano | Butano |
| A Temperatura de ebullición y 1 atm | 101.76  | 92.09  |
| 25                                  | 81.76   | 86.83  |
| 60                                  | 61.88   | 76.07  |

Fuente: Tecnología y margen del refino - José Urpí -2011

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## Poder Calórico

El poder calorífico, en peso o volumen, representa la cantidad de energía liberada en el proceso de combustión por unidad de peso o volumen de combustible como consecuencia de la reacción química de combustión completa.

**Tabla N° 6 Poder Calórico**

| <b>Poder Calórico kcal/Kg</b> |                    |                    |
|-------------------------------|--------------------|--------------------|
| <b>°C</b>                     | <b>PC Inferior</b> | <b>PC Superior</b> |
| Propano                       | 11080              | 12060              |
| Butano                        | 10930              | 11860              |

Fuente: Tecnología y margen del refino - José Urpí -2011

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

En la siguiente tabla se muestran los compuestos que se encuentran presentes en el GLP con sus respectivas propiedades. (11)

**Tabla N° 7 Composición de GLP**

|           | <b>Peso Molecular</b> | <b>Densidad Kg/lt</b> | <b>T°. Ebullición °C</b> | <b>Poder Calórico Kcal/Kg</b> |                 |
|-----------|-----------------------|-----------------------|--------------------------|-------------------------------|-----------------|
|           |                       |                       |                          | <b>Superior</b>               | <b>Inferior</b> |
| Propano   | 44                    | 0,508                 | -42,1                    | 12029                         | 11074           |
| Propileno | 42                    | 0,522                 | -47,7                    | 11691                         | 10940           |
| n-Butano  | 58                    | 0,584                 | -0,5                     | 11829                         | 10929           |
| i-Butano  | 58                    | 0,563                 | -11,7                    | 11802                         | 10896           |
| i-Buteno  | 56                    | 0,601                 | -6,3                     | 11579                         | 10829           |
| n-Buteno  | 56                    | 0,600                 | -6,9                     | 11513                         | 10763           |

Fuente: Tecnología y margen del refino -Jose Urpí -2011

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### 2.1.4 Contaminantes del GLP

Los contaminantes en el Gas Licuado de Petróleo son H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, mercaptanos, COS, CS<sub>2</sub> y azufre elemental. Estos contaminantes deben ser eliminados porque pueden causar problemas en los productos para los productores, los consumidores y el medio ambiente. (14)

### **El sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S)**

Es tóxico, corrosivo y su presencia en los productos de hidrocarburos y el gas quemado está reglamentado por la mayoría de los gobiernos. El H<sub>2</sub>S se puede convertir en azufre libre o formar mercaptanos para facilitar su almacenamiento y venta. En general, la mayoría de los productos de hidrocarburos líquidos deben cumplir con un ensayo de corrosión en la lámina de cobre 1<sup>a</sup> el cual corresponde a menos de 4 ppm de H<sub>2</sub>S.

### **Dióxido de Azufre**

Las emisiones de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) también están reguladas, debido a que altas cantidades en la atmósfera pueden producir lluvia ácida.

### **Dióxido de Carbono**

Altas cantidades de CO<sub>2</sub> en los hidrocarburos líquidos son indeseables, ya que este puede elevar la presión de vapor del GLP y disminuir su valor calórico.

### **Mercaptanos**

Aunque a los mercaptanos (RSH) se los utilice en pequeñas cantidades como aromatizante del gas de uso hogareño, un alto contenido de los mismos provocaría olores fuertes en el producto.

### **Sulfuro de Carbonilo (COS) Y Sulfuro de Carbono (CS<sub>2</sub>)**

COS y CS<sub>2</sub> no son excesivamente corrosivos en los hidrocarburos líquidos, pero en presencia de agua libre pueden hidrolizarse lentamente hasta formar H<sub>2</sub>S, haciendo que los productos que ya hayan pasado por la prueba de la lámina de cobre se vuelvan corrosivos en su almacenamiento.

Los niveles elevados de ácidos disueltos tales como H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> en productos líquido pueden incrementar las tasas de corrosión en tuberías y equipos, por ello se deben eliminar estos ácidos, para maximizar la vida útil de los equipos, especialmente para las tuberías y el transporte. (14)

## 2.2 Contaminante principal (Sulfuro de hidrógeno)

El sulfuro de hidrógeno es uno de los materiales más peligrosos en la industria. Para su manejo, 2 tipos de peligros deben tomarse en cuenta, su extrema toxicidad y su naturaleza explosiva mezclado con el aire o con dióxido de azufre.

La máxima concentración segura de H<sub>2</sub>S a la que puede estar expuesto el ser humano es cerca de 13 ppm, sin embargo, aunque está concentración puede ser prontamente percibida por su olor, el sulfuro de hidrógeno puede paralizar parcialmente los nervios olfativos, hasta el punto en el cual la presencia del gas no es sentida, de allí que, aunque el olor del gas es fuertemente desagradable, no es confiable ni una prevención contra sus efectos de envenenamiento.

Una concentración de 100 ppm de H<sub>2</sub>S en el aire causa tos, irritación y pérdida del olfato, después de 2-15 minutos y somnolencia después de 15-30 minutos.

Una concentración de 1000 ppm de H<sub>2</sub>S en el aire puede llevar a la inconsciencia al instante, con cesación temprana de la respiración y muerte en pocos minutos.

(2)

### 2.2.1 Propiedades físicas del H<sub>2</sub>S

A continuación, se presenta la tabla que describe las propiedades físicas: (2)

**Tabla N° 8 Propiedades Físicas**

| <b>Propiedades Físicas del H<sub>2</sub>S</b> |           |
|---|-----------|
| Peso molecular                                | 34        |
| Punto de fusión °F(°C)                        | -117(-83) |
| Punto de ebullición °F(°C)                    | -76(-60)  |
| Gravedad específica(Líquido) (15/15°C)        | 0.790     |
| Límite de inflamabilidad vol.% en aire        | 4.3 – 4.6 |
| Temperatura de auto ignición °F(°C)           | 500 (206) |

Fuente: Manual de operación en la Planta Estabilizadora-Patricio Carrascal-2005  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## **2.3 Tratamientos para el endulzamiento del Gas Licuado de Petróleo**

Existen varios procesos comerciales utilizados para el endulzamiento de hidrocarburos líquidos ligeros, los más comunes son: tratamiento con aminas, lavado cáustico y tamices moleculares.

Para cantidades significativas de gases ácidos disueltos, un lavado cáustico no es la mejor opción, debido al elevado costo del caustico, los desafíos de eliminación de residuos y sal, y la eficacia del proceso para cumplir con las especificaciones de ventas líquidas.

Por otro lado, los tamices moleculares también presentan inconvenientes como grandes costos de capital y funcionamiento, formación indeseable de COS si están presentes  $H_2S$  y  $CO_2$ , y una incapacidad para cumplir con los niveles de concentraciones de ppm en los productos de venta. Por lo tanto, el tratamiento con amina es la opción más efectiva, rentable y tecnológicamente favorable para el endulzamiento de líquidos cuando se encuentran presentes cantidades significativas de gases ácidos. (14)

A continuación, se describen los procesos de adsorción y de absorción del GLP:

### **2.3.1 Endulzamiento del GLP por adsorción**

#### **Teoría de Adsorción**

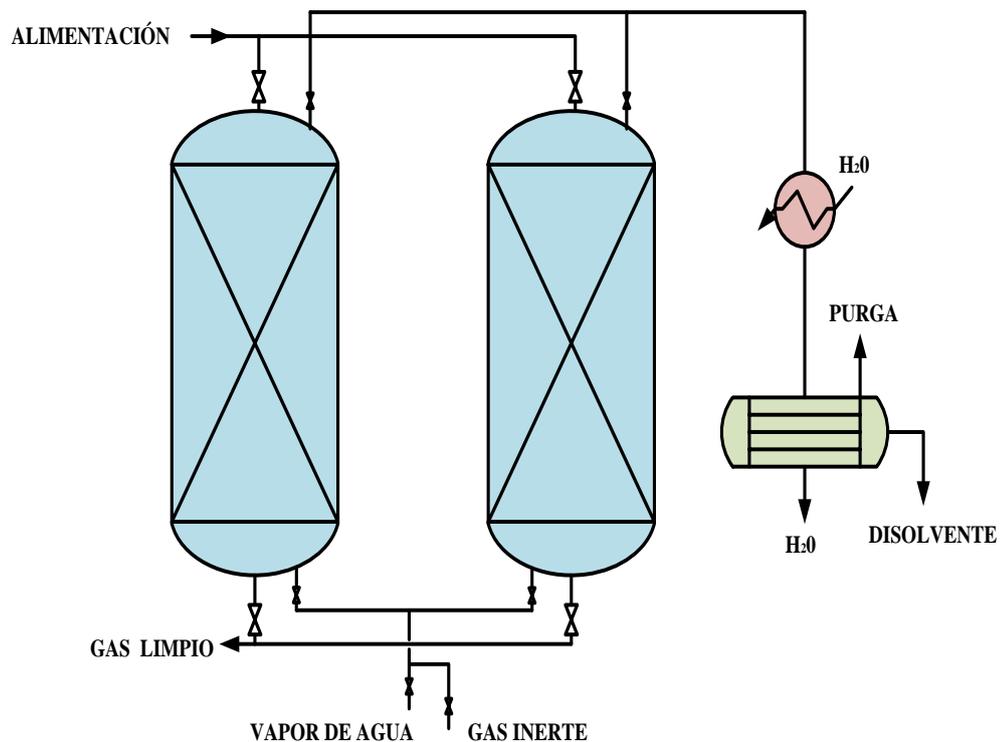
La teoría de adsorción se basa en la capacidad que tiene un sólido para lograr que las sustancias específicas de una solución se concentren en la superficie del mismo. De esta manera, es posible separar unos de otros los componentes de soluciones gaseosas o líquidas. El endulzamiento del GLP mediante el uso de un adsorbente sólido, ya sea un tamiz molecular, alúmina o gel de sílice. (15)

Dentro del endulzamiento del GLP por adsorción se describe el proceso con lecho fijo; este es el tratamiento que actualmente se utiliza en Refinería La Libertad.

## Adsorbedores de lecho fijo

Las partículas del adsorbente se colocan en un lecho de 0,3 a 1,2 m de espesor soportado sobre un matiz o placa perforada. La alimentación gaseosa circula en sentido descendente a través de uno de los lechos, el otro lecho sirve de relevo mientras se lava las partículas adsorbedoras con agua. El flujo descendente es preferible debido a que el flujo ascendente a velocidades elevadas puede dar lugar a la fluidización de las partículas, lo que provoca colisiones y formación de finos. Cuando la concentración del soluto en el gas de salida alcanza un cierto valor, y el gas sale turbio, esto una alerta que el adsorbente se ha saturado y no es posible ya alcanzar la separación deseada, para ello se desvía el fluido hacia un segundo lecho hasta que el adsorbente es sustituido. (16)

Figura N° 3 Adsorbedores de lecho fijo



Fuente: Operaciones Unitarias- Ing. Héctor A. Pérez- 2012  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

La mayor parte de adsorbentes son materiales altamente porosos, esto significa que tienen una superficie elevada, y la adsorción tiene lugar especialmente en el interior de las partículas especialmente sobre las paredes de los poros en puntos específicos. (16)

### **2.3.2 Endulzamiento del GLP por absorción.**

#### **Teoría de Absorción**

La absorción es una operación básica que consiste en la transferencia de materia entre una fase gaseosa o líquida y una fase líquida constituida por una sustancia pura o por una mezcla de sustancias.

En ambas fases existe un componente volátil y soluble en concentraciones diferentes a la de equilibrio por lo que la transferencia de materia (dicho componente) se desarrolla espontáneamente desde la fase líquida más liviana a la líquida más pesada (absorción) o desde la líquida a la gaseosa (desorción o desabsorción). Esta última consiste realmente en la recuperación de la sustancia disuelta en el líquido durante la absorción. Cuando se trata de una mezcla de gases se denomina absorción. Cuando los componentes se tratan de una mezcla en fases líquidas la operación se denomina extracción líquido-líquido, pero su fundamento es el mismo en ambos casos. (15)

Los equipos que se utilizan frecuentemente para la absorción son los siguientes:

#### **Columnas de Platos**

Son cilindros verticales en donde el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino, fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior. El efecto

global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos.

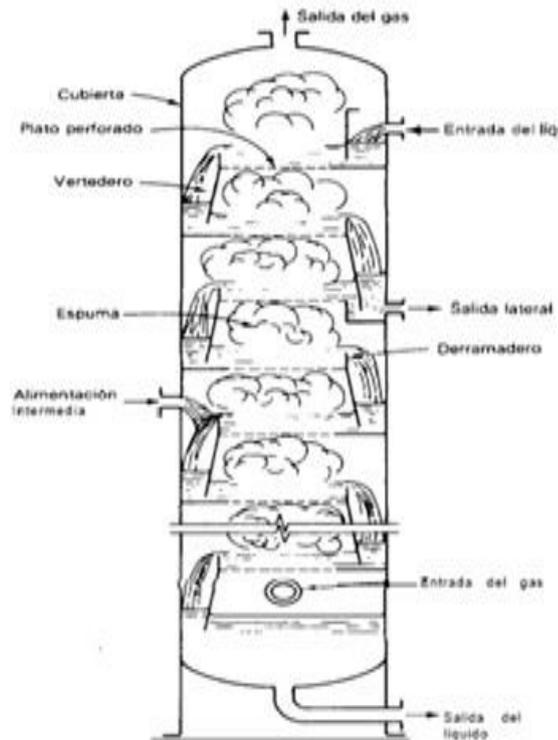
Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y sólo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio.

La eficiencia de la etapa o plato y, por lo tanto, el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones de operación.

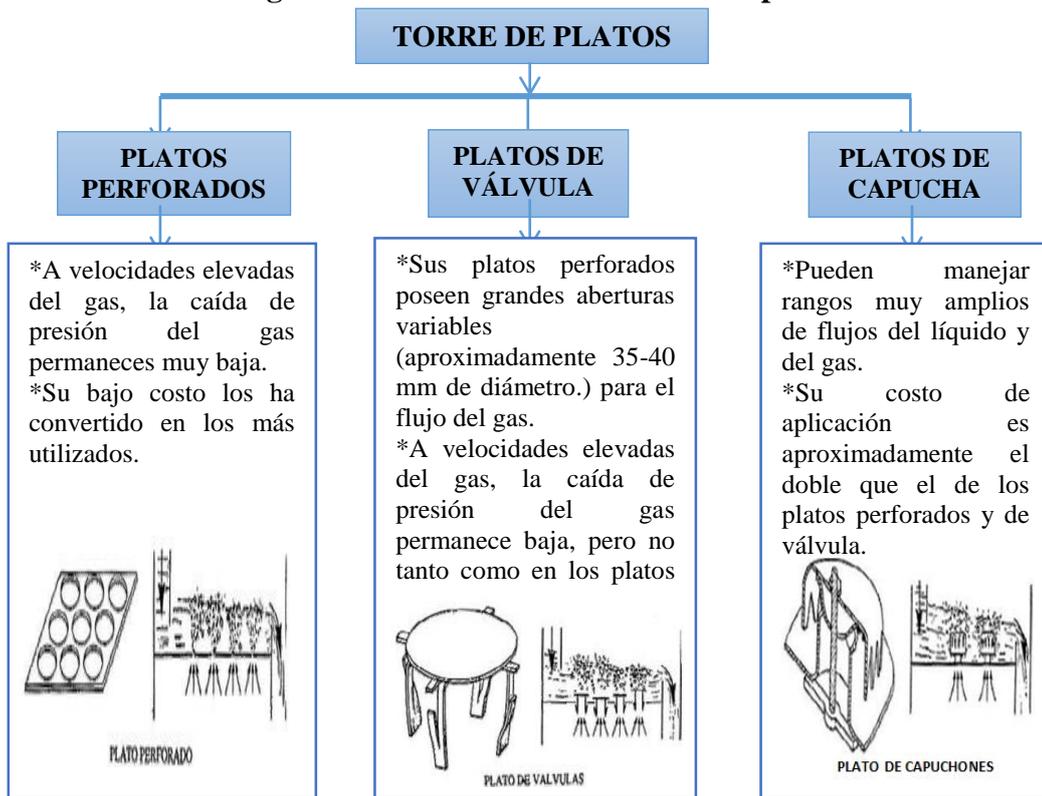
Las columnas de platos son elegidas frecuentemente en vez de una columna de relleno para evitar el problema de la distribución del líquido en una torre de gran diámetro y disminuir la incertidumbre en el cambio de escala. (17)

**Figura N° 4 Torre de absorción de platos**



Fuente: Operaciones de transferencia de masas-Robert E. Treybal-2012

**Figura N° 5 Clasificación de Torre de platos**



Fuente: Operaciones de transferencia de masas-Robert E. Treybal-2012

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### **Columnas Empacadas**

Estas torres se emplean para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo en corriente paralela como en contracorriente. Son columnas cilíndricas equipadas con una entrada de gas y un espacio de distribución en la parte inferior; una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior; salidas para el gas y el líquido por cabeza y cola, respectivamente; y una masa soportada de cuerpos sólidos inertes que recibe el nombre de relleno de la torre. (18)

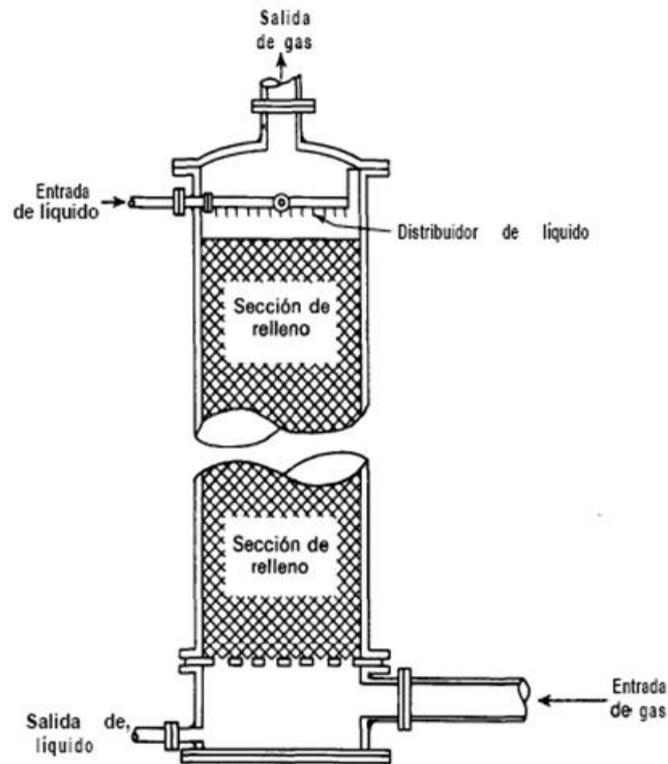
El soporte ha de tener una gran fracción de área libre de forma que no se produzca inundación en el plato de soporte. La entrada del líquido, que puede ser disolvente puro o una disolución diluida del soluto en el disolvente, y que recibe el nombre de líquido agotado, se distribuye sobre la parte superior del relleno mediante un distribuidor y, en la operación ideal, moja uniformemente la superficie del relleno. El gas que contiene el soluto, o gas rico, entra en el espacio de distribución

situado debajo del relleno y asciende a través de los intersticios del relleno en contracorriente con el flujo de líquidos.

El relleno proporciona una gran área de contacto entre el líquido y el gas, favoreciendo así un íntimo contacto entre las fases. El soluto contenido en el gas rico es absorbido por el líquido fresco que entra en la torre, y el gas diluido o agotado abandona la torre. El líquido se enriquece en soluto a medida que desciende por la torre y el líquido concentrado sale por el fondo de la torre.

Se han diseñado muchos tipos de torres y muchas de ellas son de uso frecuente. El relleno puede ser cargado al azar en la torre o bien ser colocado ordenadamente a mano. Los rellenos al azar consisten en unidades de  $\frac{1}{4}$  a 3 pulg en su dimensión mayor; los rellenos inferiores a 1 pulg se utilizan fundamentalmente en columnas de laboratorio o de planta piloto. Las unidades de relleno ordenado son de tamaños comprendidos entre 2 y 8 pulg. (18)

**Figura N° 6 Torre de relleno**



Fuente: Operaciones de transferencia de masas-Robert E. Treybal-2012

## **2.4 Tratamiento Químico del GLP a base de aminas.**

Los procesos de gas licuado de petróleo a base de amina (GLP), implica el contacto de una fase hidrocarbonada de baja densidad (líquido o gas) con una fase líquida inmiscible más pesada (solución acuosa de alcanolamina). El CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y el COS en la fase de hidrocarburo se transfieren a la fase acuosa donde reaccionan con la amina. La solución de amina gastada se remueve del contactor, se regenera y se recicla.

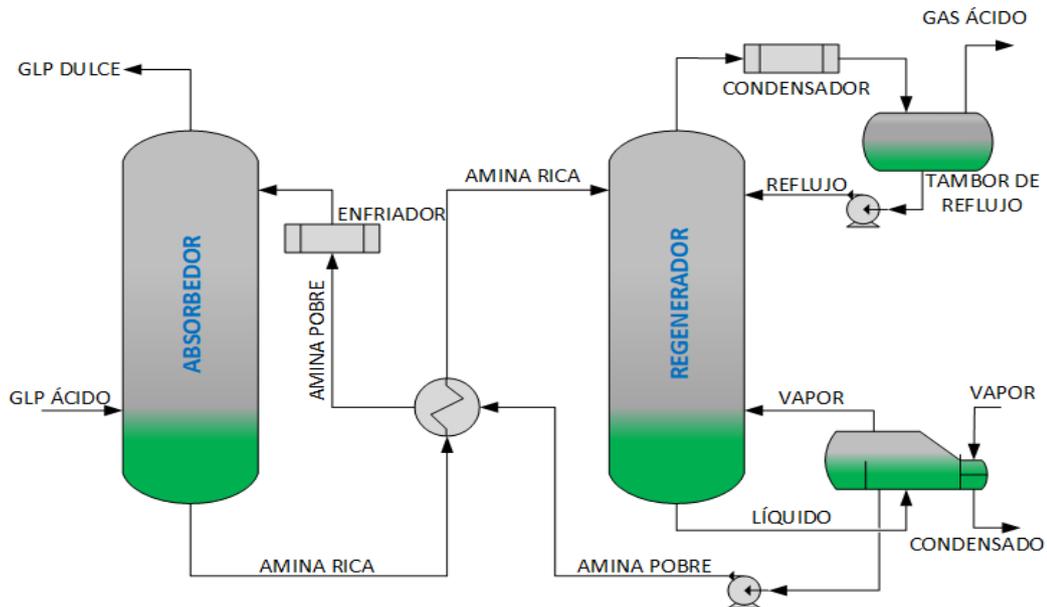
En los tratamientos de GLP, el caudal volumétrico de la fase de hidrocarburo es relativamente bajo, y se pueden considerar diseños con la amina o el GLP como fases continuas. (19)

### **2.4.1 Descripción del Proceso.**

El proceso de tratamiento es el siguiente: el GLP, entra por debajo del contactor (Absorbedor). En el contactor el GLP se mezcla con el solvente de amina pobre sobre las bandejas en contraflujo para remover el H<sub>2</sub>S del GLP. Los componentes del gas ácido son absorbidos por el solvente de amina. La absorción se reversa luego por altas temperaturas y bajas presiones en la columna despojadora de amina (Regenerador), para regenerar el solvente de amina. El GLP sale del contactor por el tope para su uso posterior, mientras que la amina rica (cargada con H<sub>2</sub>S) que deja el contactor por debajo, fluye hacia el recipiente de flasheo de amina rica (Tanque de Venteo), que se encarga de separar las pequeñas trazas de hidrocarburos que puedan estar disueltas o arrastradas en la amina y pueden provocar la formación de espuma. La amina que sale del proceso de flasheo a presión atmosférica es bombeada por las bombas de amina rica y enviada al sistema de regeneración de amina. En la columna despojadora de amina (Regenerador), la amina es puesta en contacto contra corriente con vapor de agua generado en el recalentador para despojar el H<sub>2</sub>S absorbido.

La amina regenerada (amina pobre) sale de la columna despojadora por el fondo de la misma, para incorporarse nuevamente al proceso. (20)

**Figura N° 7 Planta de tratamiento con amina**



Fuente: Amine gas treating - EnggCyclopedia-2011  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 2.4.2 Tipos de Aminas.

Las principales alcanolamina utilizadas en la industria del endulzamiento del gas son las siguientes:

- **Monoetanolamina (MEA)**

La MEA, es una amina primaria, se la utiliza para tratar gases que solo contienen  $H_2S$  y  $CO_2$  en bajas concentraciones, posee una alta alcalinidad, que aumenta la eficacia de la solución para la absorción de gases ácidos, pero su principal desventaja es; que representa las mayores tasas de corrosión en comparación con otras aminas.

- **Diglicolamina (DGA)**

La DGA se ha utilizado para el tratamiento de gas natural y de refinería debido a la capacidad que tiene para eliminar no solo  $H_2S$  y  $CO_2$ , sino también COS y mercaptanos. La baja presión de vapor que posee la DGA requiere el uso de altas concentraciones (40-60% en peso), lo que resulta en menores tasas de circulación y consumo de vapor. Este tipo de amina tiene un costo más elevado que el de la MEA. (21)

- **Dietanolamina (DEA)**

La DEA, es una amina secundaria con menor reactividad y corrosividad que la MEA. Tiene una presión de vapor (menores pérdidas del solvente) y menor calor de reacción. La DEA elimina parcialmente el sulfuro de carbonilo y el disulfuro de carbono.

- **Diisopropanolamina (DIPA)**

DIPA, es una amina secundaria, se la utiliza principalmente cuando los gases y líquidos de refinerías contienen COS además de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>. No es corrosiva y requiere poco calor para la regeneración de la amina.

- **Metiletanolamina (MDEA)**

La MDEA, es una amina terciaria que elimina selectivamente H<sub>2</sub>S mientras permite que una gran cantidad de CO<sub>2</sub> se deslice sin ser absorbida. (21)

Las aminas descritas anteriormente, generalmente funcionan satisfactoriamente para el tratamiento de líquidos. Dado que el tiempo de contacto entre las dos fases líquidas es relativamente largo, se dispone de un tiempo más que adecuado para la reacción relativamente lenta entre el CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>S y las aminas.

Todas las aminas están degradadas en ciertas medidas por COS Y CO<sub>2</sub> . Sin embargo, la DEA se degrada en menor medida. Además, se requiere menos calor de rehervidor para regenerar la DEA debido a concentraciones de soluciones más altas, mayor carga y menor calor de absorción. Por lo tanto, la DEA es usualmente la mejor elección de disolvente para un proceso de tratamiento de líquidos, a menos que una unidad de amina de tratamiento de gas-líquido vecina pueda proporcionar una corriente de amina para el proceso. (14)

#### **2.4.2.1 Principales propiedades de las Aminas.**

A continuación, se presenta la tabla N°6 donde se describe las principales propiedades de las alcanolaminas.

**Tabla N° 9 Propiedades de las Aminas**

| Amina                    | MEA   | DEA    | DGA    | DIPA   | MDEA   |
|--------------------------|-------|--------|--------|--------|--------|
| Mi (lb/mol)              | 61,08 | 105,14 | 105,14 | 133,19 | 119,17 |
| PE (°F)                  | 338,9 | 516,0  | 430,0  | 480,0  | 477,0  |
| $\Delta H_{ev}$ (BTU/lb) | 355   | 288    | 220    | 325    | 412    |
| Viscosidad(CP)           | 24,1  | 350    | 4      | 870    | 401    |
| Cp (BTU/lb°f)            | 0,608 | 0,600  | 0,571  | 0,690  | 0,712  |
| P de Rocío (°F)          | 50,9  | 82,4   | 9,5    | 107    | -5,8   |

Fuente: Endulzamiento del gas natural-Dr. Fernando Moreles-2011  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Las aminas no se utilizan puras en los circuitos sino en solución acuosa y en concentraciones variables entre 5% y 50%. El agua de dilución debe cumplir las siguientes especificaciones. (22)

**Tabla N° 10 Especificaciones del agua**

| Descripción                  | Limite permisible |
|------------------------------|-------------------|
| Cloruros                     | < 2.0 ppmw        |
| Total de Sólidos Disueltos   | <100 ppmw         |
| Total de Sólidos Suspendidos | No                |
| Dureza total                 | <40 ppmw          |
| Sodio/Potasio                | <10 ppmw          |
| Hierro                       | <1.0 ppmw         |
| Oxígeno                      | <10 ppmw          |

Fuente: Manual de Operaciones Generales-Unidad de Amina-2012  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## 2.5 Componentes de una planta de endulzamiento con amina.

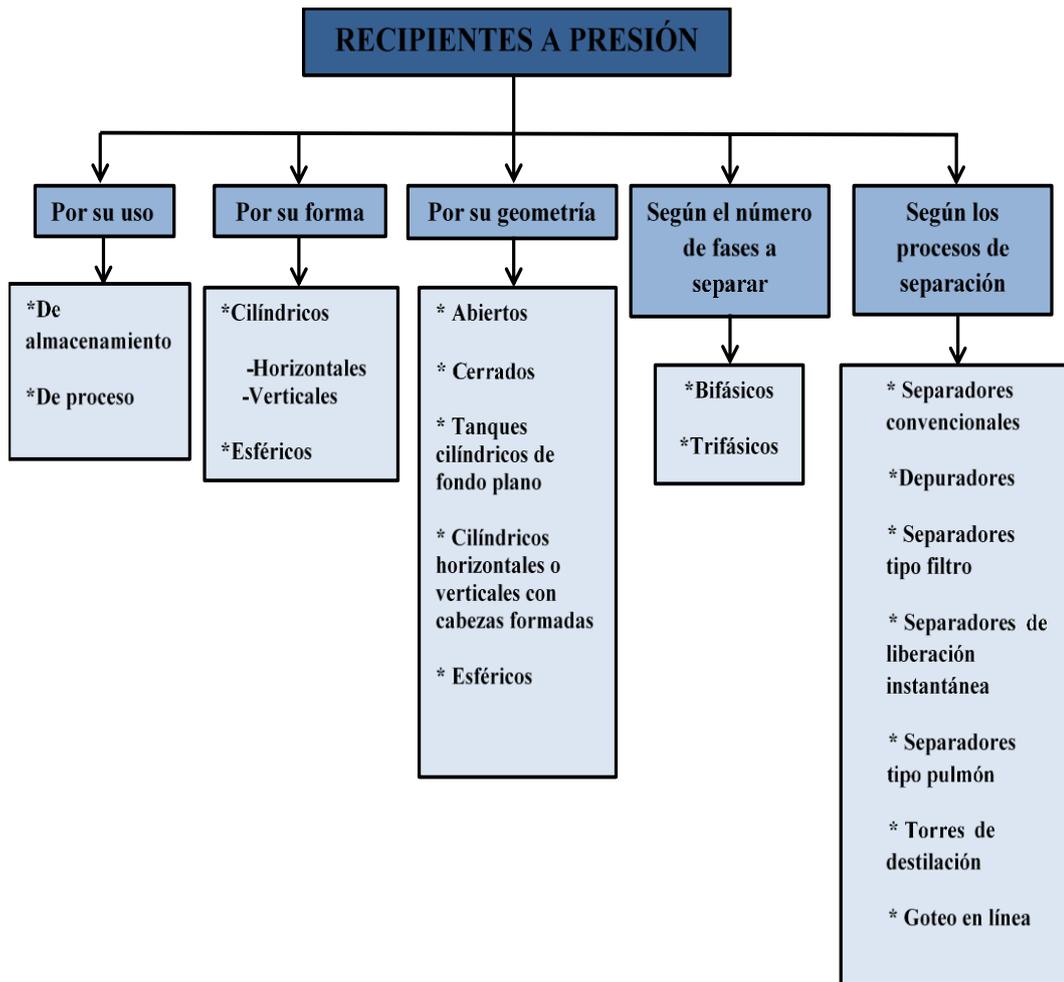
### Recipientes

Se define como un recipiente a presión a una vasija cerrada utilizada para almacenar fluidos con un diferencial de presión entre el interior y exterior del mismo. Son frecuentemente empleados dentro de la industria de la química, petrolera, gas, petroquímica y nuclear, para procesos de transformación de líquidos y gases, producción, manipulación, almacenamiento y transporte. (23)

## Tipos de recipientes

La clasificación de los recipientes utilizados en plantas industriales o de procesos es la siguiente:

**Figura N° 8 Recipientes a presión**



Fuente: Diseño y Cálculo de Recipientes a Presión-León Juan-2001  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### **Por su uso:**

Se dividen en recipientes de almacenamiento y en recipientes de procesos. Los primeros se los utiliza únicamente para almacenar fluidos a presión y de acuerdo con sus servicios se los conoce como tanques de día, tanques de almacenamiento, tanques acumuladores. (23)

Los recipientes a presión en procesos pueden presentarse como intercambiadores de calor, reactores, torres fraccionadoras, torres de destilación, etc.

**Por su forma:**

Por su forma, estos pueden ser cilíndricos o esféricos. Los primeros a su vez se dividen en horizontales o verticales y en algunas ocasiones tienen chaquetas para incrementar o decrecer la temperatura de los fluidos según se lo requiera.

Los esféricos se los emplea como tanques de almacenamiento, para almacenar grandes volúmenes a altas presiones. Aunque la fabricación de estos es más costosa en comparación a los recipientes cilíndricos, son ampliamente utilizados por su forma esférica, ya que esta es la forma natural que toman los cuerpos al ser sometidos a presión interna.

**Por su geometría:**

Los recipientes pueden ser clasificados en:

**Recipientes abiertos:** Empleados como tanque igualador o de oscilación, como tinas para dosificar operaciones donde los materiales pueden ser decantados como: desecadores, reactores químicos, depósitos.

**Recipientes cerrados:** En este tipo de recipiente se almacena fluidos combustibles, tóxicos o, sustancias químicas peligrosas, tales como ácidos o soda cáustica.

**Tanques cilíndricos de fondo plano:** El diseño en el tanque cilíndrico vertical operando a la presión atmosférica, es el tanque cilíndrico con un techo cónico y un fondo plano descansando directamente en una cimentación compuesta de arena, grava o piedra triturada. En los casos donde se desea usar una alimentación de gravedad, el tanque es levantado arriba del terreno y el fondo plano debe ser incorporado por columnas y vigas de acero. (23)

**Recipientes cilíndricos horizontales y verticales con cabezas formadas:** Se los emplea cuando la presión de vapor del líquido manejado puede determinar un diseño más resistente.

**Recipientes esféricos:** En este tipo de recipiente se almacena grandes volúmenes bajo presiones materiales.

Para los recipientes mayores el rango de capacidad es de 1000 hasta 25000 psi (70.31 - 1757.75 kg/cm<sup>2</sup>) y de 10 hasta 200 psi (0.7031 - 14.06 kg/cm<sup>2</sup>) para los recipientes menores.

**Clasificación de los recipientes de acuerdo al número de fase a separar:**

De acuerdo al número de fases que separa; se los conoce como separadores bifásicos (separan dos fases, puede ser agua y petróleo o gas y petróleo), los separadores trifásicos a los que están diseñados para separar tres fases (agua, petróleo y gas) y tetrafásicos, en los que se les ha adicionado una sección para la separación de espuma que suele formarse en algunos fluidos.

Clasificación de los recipientes según los procesos de separación:

**Separadores convencionales:**

Un separador convencional es aquel que se utiliza para separar una mezcla de componentes en una o dos corrientes, líquida y otra gaseosa.

**Depuradores:**

Los depuradores son separadores que no poseen:

- a) Capacidad para hacer una separación gas-líquido cuando los volúmenes de líquido pueden ser apreciables.
- b) Tamaño suficiente para que el asentamiento por fuerzas gravitacionales sea óptimo.

Su función principal es remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa. (23)

**Separadores tipo filtro:**

Se utilizan para remover partículas líquidas antes de que el gas ingrese a los compresores; generalmente poseen 2 compartimientos.

El primero de ellos contiene unos filtros coalescentes. Cuando el gas fluye a través de estos filtros, las partículas líquidas coalescentes forman partículas de mayor diámetro.

Cuando estas partículas alcanzan diámetros apreciables son empujados a un segundo compartimiento por el flujo de gas. En el segundo compartimiento son removidas las gotas de mayor diámetro.

**Separadores de liberación instantánea:**

Se los emplea para separar gases que se liberan de un líquido sometido a un proceso de liberación instantánea. Generalmente parte del líquido se volatiliza al experimentar una disminución de presión en el separador.

**Separadores tipo pulmones (simples o múltiples):**

Este tipo de separador puede recibir apreciable cantidad de líquido en forma irregular (flujo tipo oleaje).

**Tratadores térmicos**

Es un tipo de separador trifásico (crudo-gas-agua) que además posee en su interior facilidades para filtrar y calentar los fluidos. Habitualmente, trabaja a presiones bajas y se usa en el tratamiento de crudos livianos y medianos.

**Torres de destilación**

Se las emplea para separar un fluido en varios componentes de composiciones deseadas. Las torres de destilación generalmente poseen una serie de platos y en los cuales se establecen flujos en dos direcciones: el gas en ascensos y líquido en descenso. (23)

### **Goteo en línea**

Este tipo de separadores normalmente se usa en línea con relaciones gas~ líquido muy altas. Su objetivo fundamental es remover el líquido libre y no necesariamente todo el líquido contenido en la corriente gaseosa.

### **Separadores líquido-líquido**

Estos envases se usan para separar dos líquidos inmiscibles. Los separadores líquido-líquidos son diseñados para velocidades mucho más bajas que las usadas en el diseño de los separadores gas-líquido.

Todos los recipientes a presión deberán estar provistos de boquillas y conexiones de entrada y salida del producto, drenes, venteos, entrada de hombre, conexión para válvula de seguridad, conexión para manómetro, conexión para termómetro, conexiones para indicadores de nivel, conexiones para control de nivel, etc. (23)

#### **2.5.1 Torres.**

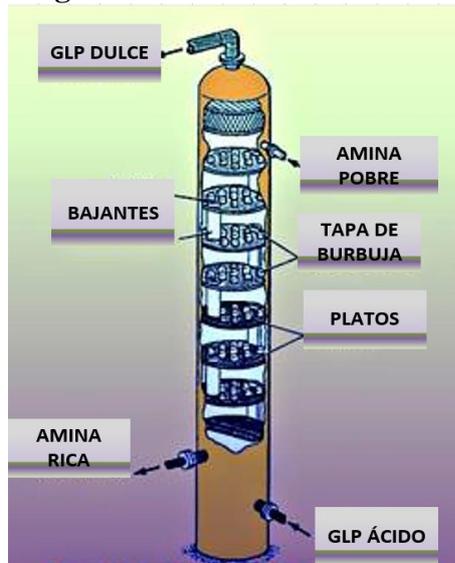
##### **Contactador de GLP.**

La función de esta columna es eliminar el H<sub>2</sub>S de la corriente de GLP poniéndola en contacto con una disolución acuosa de amina. El contactador de GLP es similar en la mayoría de los aspectos a un absorbedor de gas, con respecto a los materiales, la configuración y las consideraciones de presión de diseño. (24)

Pero posee diferencias esenciales que deben ser tomadas en cuenta:

- Hay un interfaz líquido-líquido para tratar.
- Se debe considerar la relación entre la presión de operación y la temperatura del punto de burbujeo y en ocasiones es necesario que la temperatura de la amina este por debajo o muy similar a la temperatura del GLP para asegurar que no se produzca vaporización localizada de hidrocarburo. (19)

**Figura N° 9 Contactor de GLP**

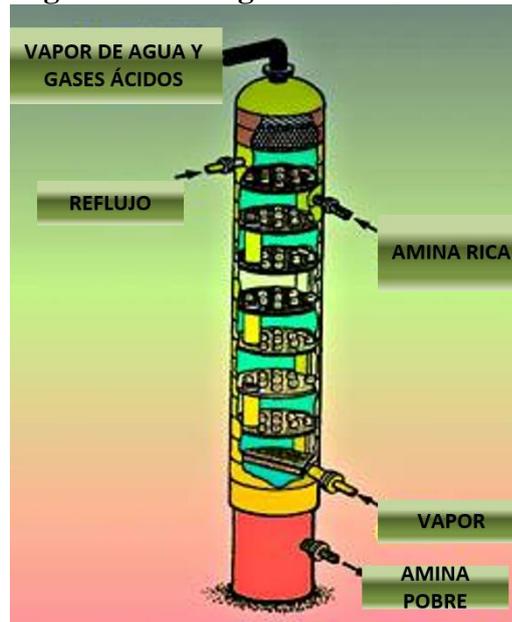


Fuente: Park Science-Amine sweetening process flow-2016

### **Regenerador de Amina.**

En esta torre se remueve el gas ácido que contiene la amina rica. La amina rica entra un poco más abajo del tope y a medida que va descendiendo, se pone en contacto con los vapores que provienen del reboiler. El vapor fluye en contracorriente con el líquido que cae, permitiendo así el despojamiento de los gases ácidos y los transporta al tope de la torre, los vapores que salen son una mezcla de vapor de agua y gases ácidos. (24)

**Figura N° 10 Regenerador de Amina**



Fuente: Park Science-Amine sweetening process flow-2016

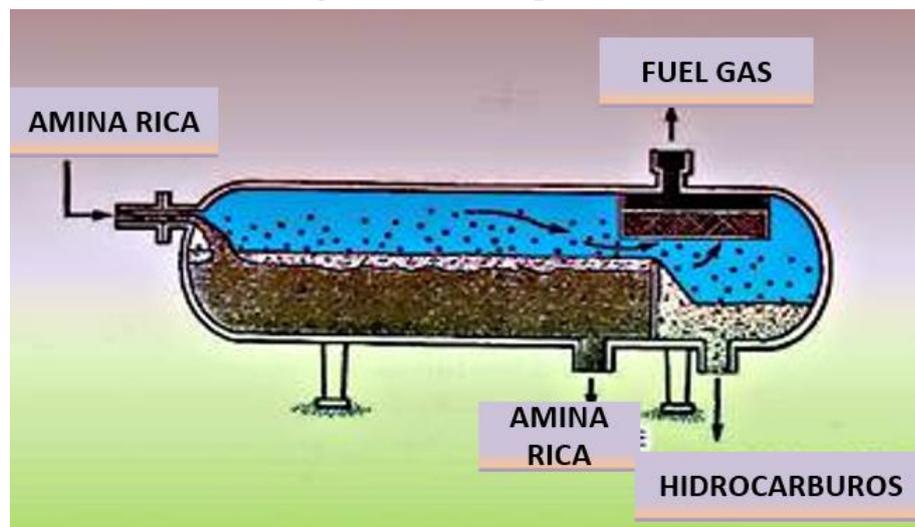
## 2.5.2 Tambores

### Flash Drum de Amina Rica

Este equipo es muy importante ya que está diseñado para reducir la cantidad de arrastre de hidrocarburos ligeros en la amina rica que se va a regenerar. El tambor flash separa la carga en tres fases distintas; dos fases de líquido (hidrocarburos más pesados y amina) y una fase de vapor (hidrocarburos más livianos y H<sub>2</sub>S).

Por lo general el tiempo de retención del líquido en el tanque flash con fines de diseños es de 5 minutos. La cantidad de gas normalmente es baja., por lo que el espacio de vapor de gas no es crítico para los tambores flash horizontales. Esta cantidad de tiempo de retención de líquidos permitirá que la mayoría del gas arrastrado salga del líquido. Ver figura N° 6. (25)

**Figura N° 11 Tanque flash**

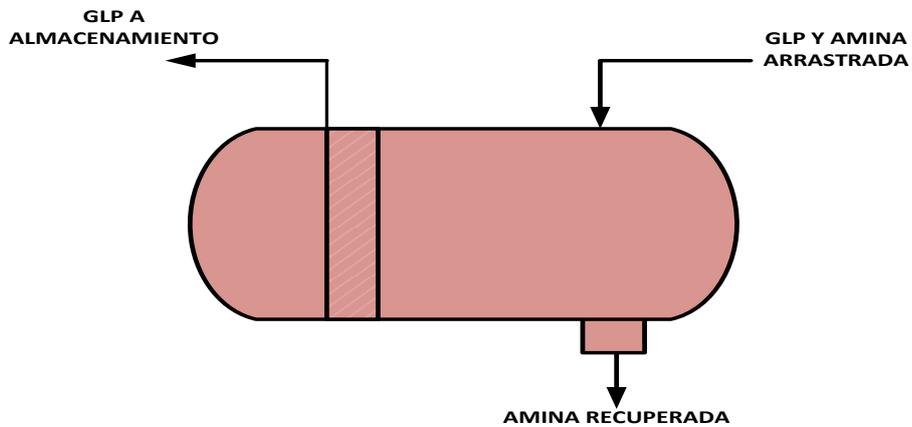


Fuente: Park Science-Amine sweetening process flow-2016

### Coalescedor de Amina.

En los contactores de hidrocarburos líquidos, es común que exista el arrastre de amina. Para ello se recomienda utilizar un tambor coalescedor, que es un decantador por gravedad, que permite recuperar las gotas de aminas arrastradas en el GLP. La recuperación se maximiza adicionalmente mediante la inyección de agua de recicló.(24)

**Figura N° 12 Coalescedor de amina**

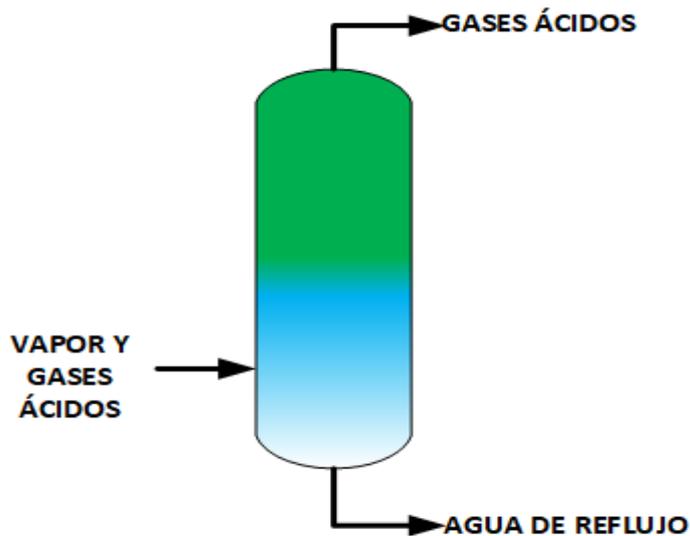


Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Acumulador de Reflujo.**

Es un separador gas-líquido, que recoge el condensado del enfriador aéreo, su objetivo es permitir la separación del gas ácido y del agua. El gas ácido sale por el tope del recipiente, y a su vez es enviado a un tratamiento de gases ácidos, mientras el agua que cae del acumulador es enviada como reflujo para mantener las condiciones de tope de la torre. (24)

**Figura N° 13 Acumulador de reflujo**



Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
Elaborador: Angie Carolina Vélez Castillo

### **Filtro de Amina.**

Este equipo sirve para disminuir el contenido de sólidos (sulfuro de hierro y sales estables al calor) que se encuentran presentes en la amina, minimizando la tendencia a la formación de espumas tanto en el contactor como en el regenerador.

Dentro de una planta de amina se utilizan filtros mecánicos y filtros de carbón activado. A continuación, se describen las características de cada uno.

### **Filtro mecánico.**

- Remueve sólidos de la solución.
- Los filtros deben recibir un mínimo de 10 % del flujo de circulación.
- Una medida de presión diferencial confiable debe ser utilizada para analizar la vida útil del filtro y cuando este debe ser reemplazado.

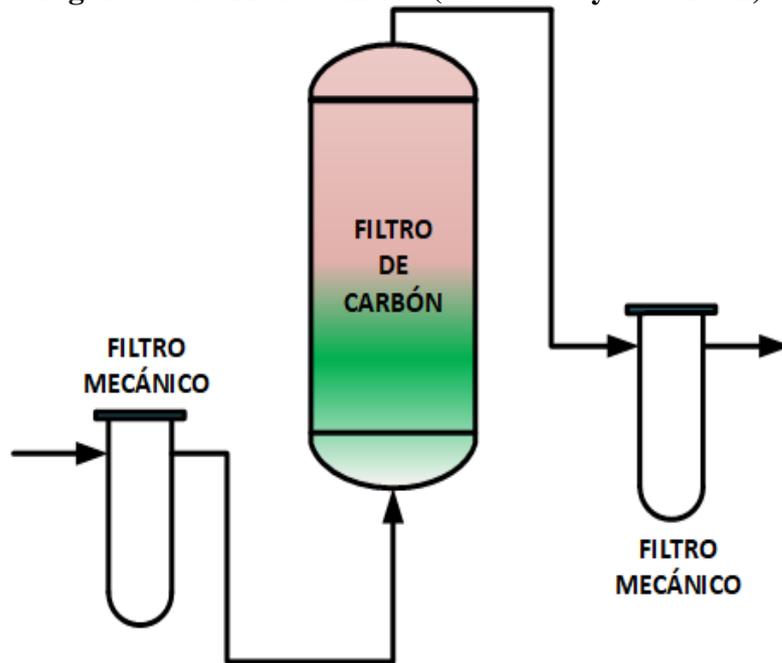
### **Filtro de carbón activado.**

- Remueve hidrocarburos, productos de degradación, algunas sales térmicas estables, hierro y sólidos grandes.
- También puede reducir los componentes corrosivos de la solución de amina.
- Debe recibir del 10 al 30% de la circulación total, dependiendo del nivel de contaminantes y el diseño.
- Si el filtro de carbón no está limpio, significa que el carbón está gastado y necesita ser reemplazado.
- Regenerar el carbón no es práctico.

Para determinar si el carbón está gastado se debe tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Prueba de color de la solución de amina.
- Empieza o sube la tendencia de espuma.
- Sube la presión sobre el filtro.
- Alta presión diferencial. (26)

**Figura N° 14 Tren de filtros (mecánicos y de carbón)**



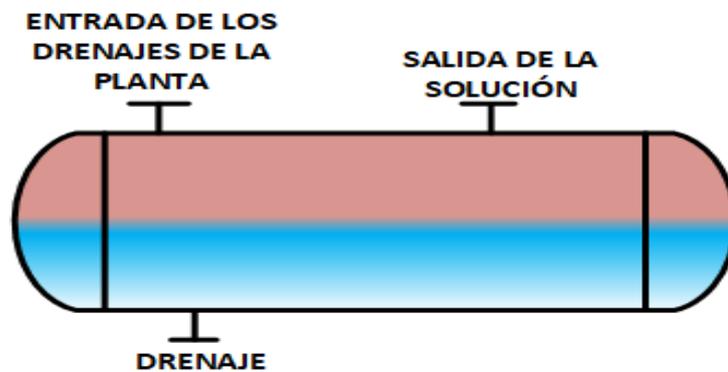
Fuente: Primera Jornada sobre operación y mantenimiento de plantas de aminas-2010  
Elaborador: Angie Carolina Vélez Castillo

### **Sumidero de Amina.**

En el sumidero de amina se recolectan todos los goteos y drenajes del sistema, debido a la presencia de sulfuro de hidrógeno en la solución que contiene debe ser un recipiente cerrado. El fluido que se recoge es enviado a través de una bomba al tanque flash. (22)

El material que se utiliza para su construcción es de acero al carbono inoxidable.

**Figura N° 15 Sumidero de Amina**



Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
Elaborador: Angie Carolina Vélez Castillo

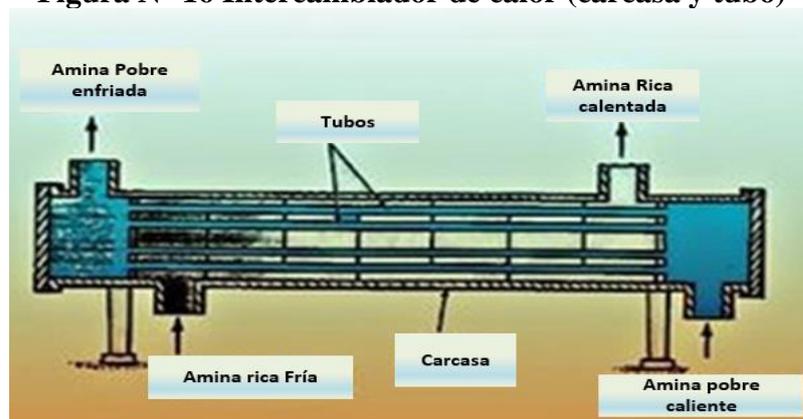
### 2.5.3 Intercambiadores

#### Intercambiador de Amina Pobre/Rica.

El objetivo principal de este dispositivo, es permitir el intercambio de calor entre la amina pobre que sale del rehervidor (a enfriarse) y la amina rica que viene del contactor (a calentarse), para que al entrar al regenerador sea más fácil la separación de los gases ácidos de la amina rica.

Los intercambiadores frecuentemente utilizados en este tipo de procesos son los de carcasa y tubo en U. La amina rica fluye a través de los tubos y la amina pobre por la carcasa del intercambiador bañando los tubos por su parte exterior. Luego del intercambiador se debe colocar una válvula para controlar el flujo hacia el regenerador. (27)

**Figura N° 16 Intercambiador de calor (carcasa y tubo)**



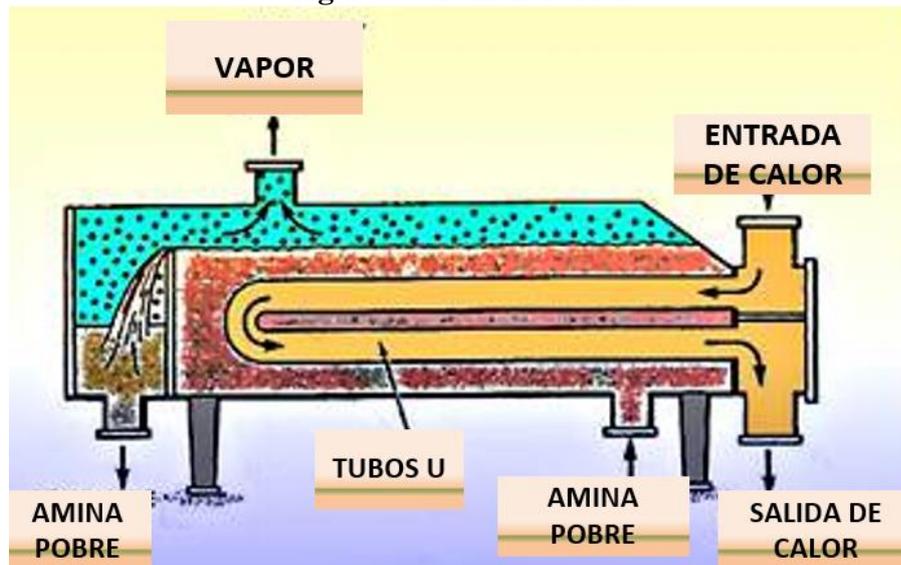
Fuente: Park Science-Amine sweetening process flow-2016

#### Reboiler.

Es aquí donde se produce el calor necesario para vaporizar la amina que regresa al regenerador. Varios medios de calentamiento son usados en el rehervidor, tales como: vapor saturado a baja presión, aceite caliente o fuego directo.

El consumo de vapor en la planta permite conocer el comportamiento del sistema. Cuando la cantidad de vapor incrementa, se aumenta también la cantidad de gas ácido despojado. La amina que se acumula en el fondo del rehervidor se calienta y se vaporiza parcialmente. Los vapores se trasladan hacia el regenerador. (27)

**Figura N° 17 Rehervidor**

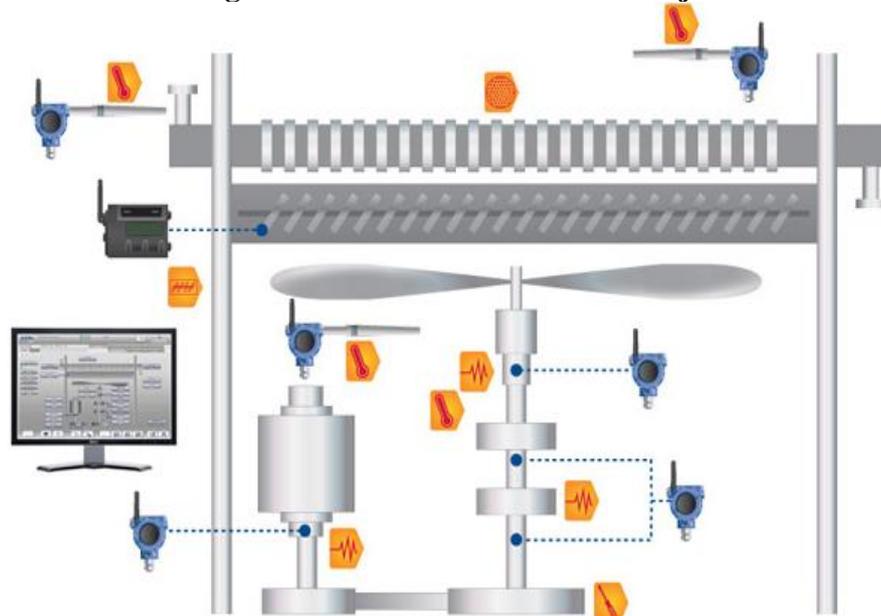


Fuente: Park Science-Amine sweetening process flow-2016

**Condensador de Reflujo.**

Los condensadores normalmente son enfriadores con aire. Al pasar por el condensador de reflujo, el vapor de agua y los gases ácidos se enfrían hasta condensarse y luego son enviados al acumulador de reflujo. (28)

**Figura N° 18 Condensador de reflujo**

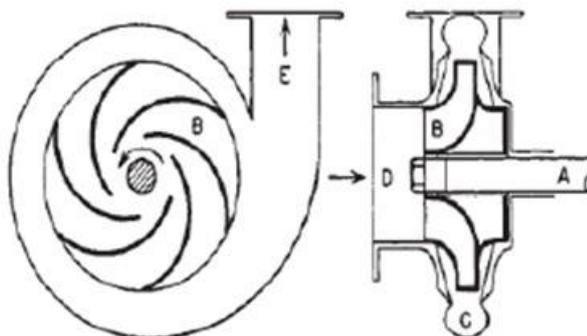


Fuente: Intercambiadores de calor enfriados por aire EAM-Emerson-2017

## 2.5.4 Bombas

Las bombas centrífugas y las de desplazamiento positivo son las que comúnmente se emplean en las plantas de procesamiento de gas, en ciertas ocasiones se utilizan bombas de turbinas regenerativas, bombas de flujo axial y eyectores. (28)

**Figura N° 19 Bombas**



Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012

Las bombas que se utilizan dentro de la industria química deben ser hechas de aceros inoxidable, aleaciones a base de níquel con metales raros como el titanio y el circonio, dichos materiales se han incorporado en las bombas por una sola razón, eliminar o reducir los efectos destructores de los productos químicos en las piezas de la bomba.

### **Bomba principal de amina.**

La función de esta bomba es tomar la solución de amina pobre del tanque de abastecimiento, elevar la presión y enviarla al tope del contactor de GLP. Generalmente este tipo de bombas es de desplazamiento positivo.

### **Bomba de refuerzo.**

La bomba de refuerzo por lo general es una bomba Booster, instalada entre la salida de la torre de regeneración y la entrada del intercambiador de calor, su propósito es impulsar el fluido y proporcionar una presión positiva a la succión de la bomba principal de amina. (28)

### **Bomba de reflujo.**

El objetivo principal de una bomba de reflujo es devolver el agua a la parte superior de la torre regeneradora, para lograr mantener las condiciones de temperatura y presión de la misma. Las bombas de reflujo también mantienen el nivel en el acumulado de reflujo. (28)

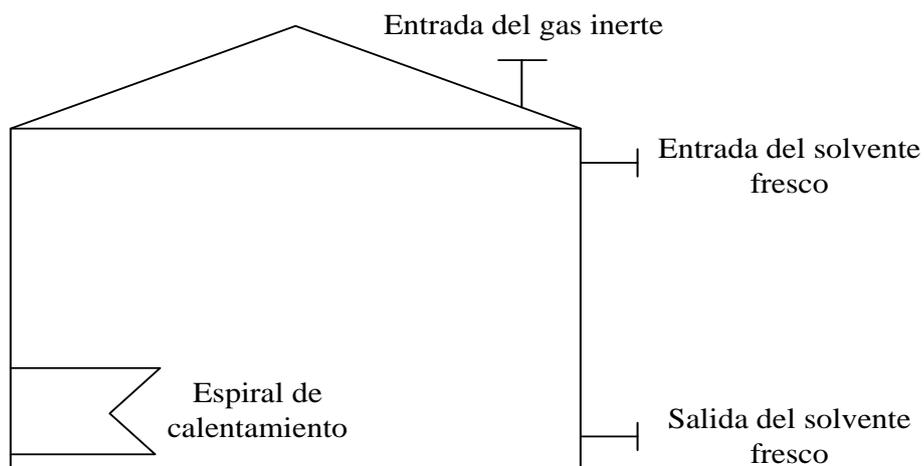
### **2.5.5 Tanques**

Los tanques atmosféricos están diseñados y equipados para almacenar los contenidos a presión atmosférica. Esta categoría generalmente emplea tanques de configuración cilíndrica vertical que varían en tamaño. Los tanques atornillados, y ocasionalmente los tanques soldados rectangulares, también se usan para el servicio de almacenamiento atmosférico.

#### **Tanque de Preparación de Amina.**

El solvente de amina fresca está contenido en el tanque de preparación. Este solvente es bombeado al tanque de almacenamiento de amina, a través de las bombas de transferencia. El tanque de preparación de amina fresca debe estar fabricado de acero al carbono inoxidable. (22)

**Figura N° 20 Tanque de preparación de amina**



Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

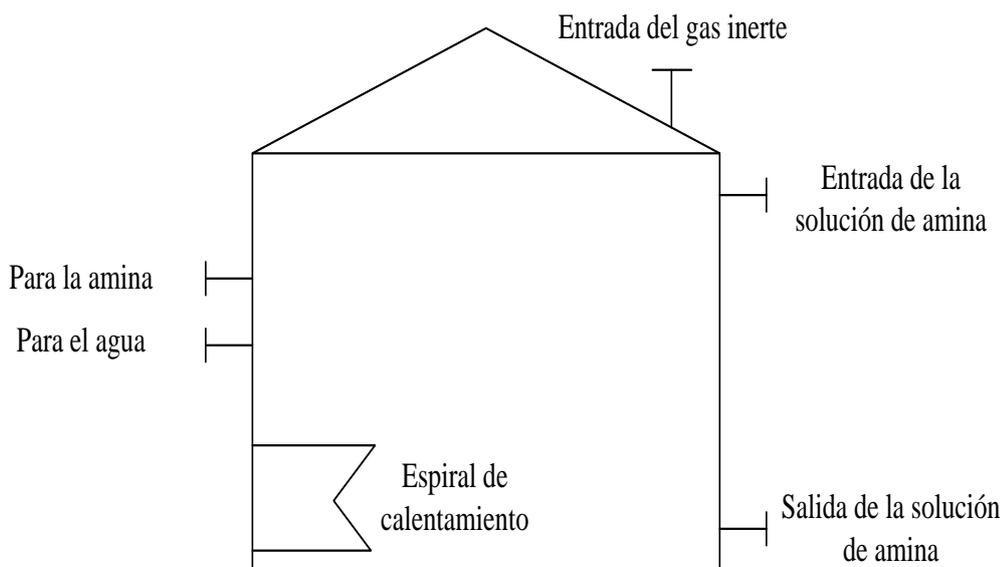
### Tanque de Almacenamiento de Amina

Este tanque permite que el solvente de amina se diluya a la concentración requerida y, por lo general, contiene todo el inventario de trabajo de la solución durante las paradas programadas y no programadas de la unidad. El tanque de almacenamiento de amina tiene puntos de entrada para la amina fresca y el condensado de vapor.

Debe ser fabricado de acero al carbono inoxidable y con techo cónico.

El tanque debe estar cubierto con gas inerte para reducir la degradación de la solución que pueda resultar por la entrada de aire.

**Figura N° 21 Tanque de almacenamiento de amina**

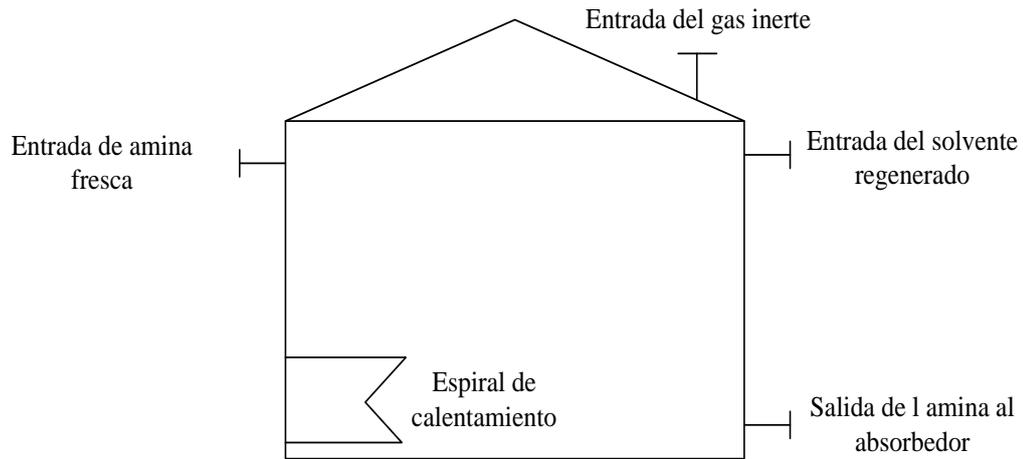


Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### Tanque de compensación de amina.

La amina pobre del intercambiador de calor pasa al tanque de compensación, dicho tanque proporciona una presión positiva constante en la cabeza de succión de la bomba principal de amina. El tanque de compensación, también recibe solución fresca del tanque de preparación de amina, para mantener la cantidad y concentración adecuadas de la solución en el sistema. (22)

**Figura N° 22 Tanque de compensación de amina**



Fuente: Manual de operaciones generales-Unidad de amina-2012  
 Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**2.6 Tuberías.**

“Una tubería es un tubo cilíndrico hueco, de pared gruesa, diámetro relativamente grande, y longitudes comprendidas entre 6 y 12 metros”.

Las tuberías son de mucha utilidad, ya que son los equipos industriales más usados. Su costo puede ser del 50% o 70% de los equipos de una planta de proceso y del 15% al 20% del total de la instalación. (29)

**Figura N° 23 Tuberías**



Fuente: Curso de cañerías industriales (Piping) Fernando Golzman-2003  
 Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Dentro de la clasificación de acuerdo al material de fabricación el más utilizado en las plantas de procesos es el de acero inoxidable, ya que se lo emplea para la mayoría de servicios con hidrocarburos a presión, temperaturas y condiciones de alta corrosividad del fluido. (29)

### **Normas de diseño de tuberías**

El código ASME para tuberías a presión B31.3, se lo emplea en plantas químicas y refinerías de petróleo. Este Código establece los requisitos para materiales y componentes, el diseño, la fabricación, el ensamblaje, la instalación, los exámenes, la inspección y pruebas de tubería. Se Aplica para todo tipo de fluidos, incluidos”:

- Productos químicos puros, intermedios y terminados
- Productos derivados del petróleo
- Gas, vapor, aire y agua
- Sólidos fluidizados
- Refrigerantes
- Fluidos criogénicos

La selección del tipo de material para tuberías dependerá principalmente de la presión y la temperatura de trabajo, del fluido que se va a transportar (aspectos de corrosión y contaminación), el costo, el factor de seguridad que se requiera, sobrecargas externas, resistencia al escurrimiento o pérdida de carga. (30)

### **Recomendaciones para el diseño de la tubería**

Se debe diseñar el tamaño de toda la tubería de amina para bajas velocidades, debido a que, para velocidades muy altas, la capa protectora de erosión en la tubería se erosiona rápidamente causando perdida en la pared del metal. Las velocidades altas también hacen difícil mantener la película del inhibidor de corrosión sobre la superficie del metal.

- Mantener la velocidad del líquido por debajo de los 5 pie/seg en toda la tubería a menos que el acero u otra aleación apropiada sea utilizada.

- Utilice solo tubería soldada y con bridas, Evite utilizar tubos roscados, bridas deslizantes y otras técnicas de fabricación que proporcionan cavidades donde la solución de amina puede acumularse y estancarse.
- Utilice soldadura de sellado para rellenar huecos.
- Se debe incluir disposiciones para drenar todo el sistema. (27)

## **2.7 Sistemas de control**

El correcto funcionamiento y rendimiento de cualquier proceso depende tanto de un sistema de control diseñado correctamente como del diseño y especificación correctos del equipo contenido en el proceso. De hecho, esta declaración puede ampliarse para incluir la operación segura de la planta como dependiente en gran medida del diseño del sistema de control. Los sistemas de control en un proceso están dirigidos a mantener las condiciones correctas de flujo, temperatura, presión y niveles en equipos de proceso y tuberías. Hay por lo tanto cuatro tipos principales de controles que son:

- Control de flujo
- Control de temperatura
- Control de presión
- Control de nivel

El objetivo principal de todos estos tipos de controles es mantener una operación estable de la planta y permitir que los cambios y emergencias sean manejados de manera segura. El sistema también debe ser diseñado para asegurar que cualquier cambio en el proceso pueda ser acomodado con el mínimo riesgo de daño al equipo de la planta. La eficacia del control de proceso en las plantas de aminas depende del grado de automatización, la participación del operador y el uso oportuno de los resultados de laboratorio. Aunque las variaciones serán dictadas por la filosofía original de diseño/operación. A continuación, se muestra la siguiente tabla como guía de las estrategias típicas del control del proceso empleadas en las plantas de aminas. (31)

**Tabla N° 11 Control del Proceso en una Unidad de Amina**

| Nombre de Corriente o Equipo | Variable a Controlar   |  |  |   |
|------------------------------|--|--|--|---|
|                              | Temperatura  | Presión  | Flujo  | Nivel   |
| 1. Absorbedor                |  | Para aliviar la presión del gas por una válvula de seguridad.  |  | Para controlar el nivel de líquido de amina   |
| 2. GLP de alimentación       | Se debe mantener similar a la de la amina.   |  | Se debe controlar la cantidad de flujo que se envía a la torre.  |   |
| 3. GLP a la salida           |  |  | Este debe ser regulado en la cabeza del absorbedor a través de una válvula.  |   |
| 4. Amina Pobre               | Controlada por el enfriador de flujo antes de su entrada a la torre.   |  | Se debe controlar por una válvula controladora de flujo en el lado de la descarga de circulación de la bomba.  |   |
| 5. Amina Rica                |  |  | Una LCV regula el flujo de los fondos.   |   |
| 6. Tanque Flash              |  | Se debe controlar y aliviar la presión debido a que se trabaja con gases.  |  |   |
| 7. Intercambiador de calor   | La T de la amina rica depende del área de contacto, la velocidad de circulación.<br>No se debe transferir una cantidad de calor excesivo a la corriente de amina rica ya que esto puede causar vaporización de gases ácidos. En tales casos, se debe aumentar la presión del tambor flash para minimizar la vaporización |  | Regulado por una válvula controladora de flujo en el tambor flash, o por control de flujo directo si el tambor flash sirve como un recipiente de aumento de presión primario |   |
| 8. Regenerador de amina      |  | Controlada por una válvula de alivio y reguladora de contrapresión de gas ácido en el acumulador de reflujo.<br>La presión del regenerador determina el punto de ebullición de la solución en el rehedidor. Se debe evitar las presiones altas para evitar la degradación térmica de la amina. |  | Una válvula controladora de nivel regula el flujo del fondo y debe proporcionar un tiempo de aumento de 4-10 minutos. |
| 9. Reboiler                  | La temperatura del rehedidor depende de la concentración de la amina y la presión del regenerador, y no puede ser manipulada independientemente.   |  | Las tasas de circulación y de ebullición dependen de la velocidad de entrada del calor, la hidráulica y el tipo de rehedidor utilizado.                                      |   |
| 10. Amina pobre              | La temperatura del fondo del regenerador es el punto de ebullición de la solución de amina, el cual está en dependencia de la concentración de amina y la presión del regenerador; no puede ser controlado ajustando el vapor en el rehedidor.   |  | Una LCV controla el flujo de fondos; no se aplica cuando el fondo del regenerador se usa para el aumento.  |   |
| 11. Filtros                  |  |  | Normalmente regulado por una válvula ajustada manualmente  |   |
| 12. Gas ácido.               | Controlado por el sistema de control del condensador de reflujo. El control de la temperatura constante mantiene constante el contenido de agua del gas ácido.   |  |  |   |
| 13. Acumulador de reflujo.   |  | Controlado por una válvula controladora de presión del gas ácido en el tambor de reflujo   |  | La válvula controladora de nivel debe permitir contener de 6 a 10 minutos de acumulación en el recipiente             |

Fuente: Amine Treating Best Operating Practices Resource Guide-Chevron-2004 (32)

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## 2.8 Diagramas utilizados en un proceso.

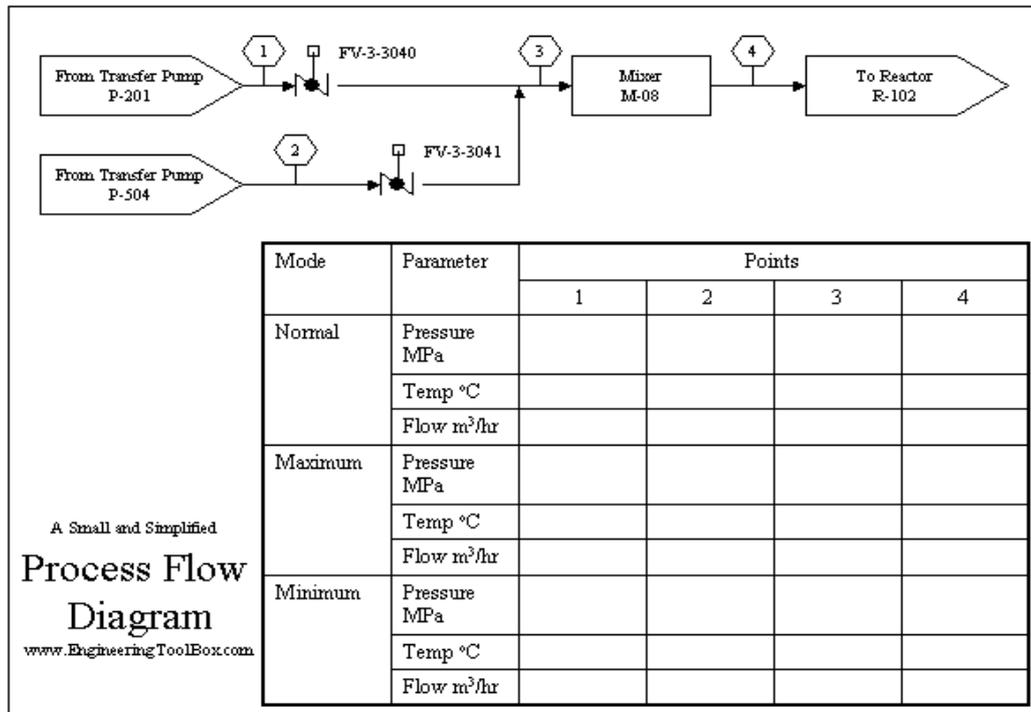
### 2.8.1 Diagramas de flujo de procesos (PFD)

En este tipo de diagramas se deben destacar principalmente el flujo y las operaciones del proceso, para ello se debe omitir todo excepto los detalles esenciales, frecuentemente se utilizan flechas para mostrar la dirección del flujo, las líneas más gruesas representan las líneas principales de flujo, en los puntos correspondientes del diagrama se indicarán presiones, temperaturas y caudales.

Se mostrarán datos relevantes del diseño de recipientes, capacidad de servicio de intercambiadores de calor, además de las elevaciones que requerirán ciertos equipos involucrados en el proceso.

La exactitud, la claridad y la utilidad son los principales criterios para un buen diagrama de flujo de procesos. Este diagrama es de suma importancia, ya que es utilizado en las fases iniciales del diseño de plantas, debido a esto los ingenieros deben comprenderlo para obtener una visión transparente del proceso. (33)

**Figura N° 24 Diagrama de flujo de procesos**



Fuente: The engineering Toolbox - 2015

## 2.8.2 Diagramas P&ID'S

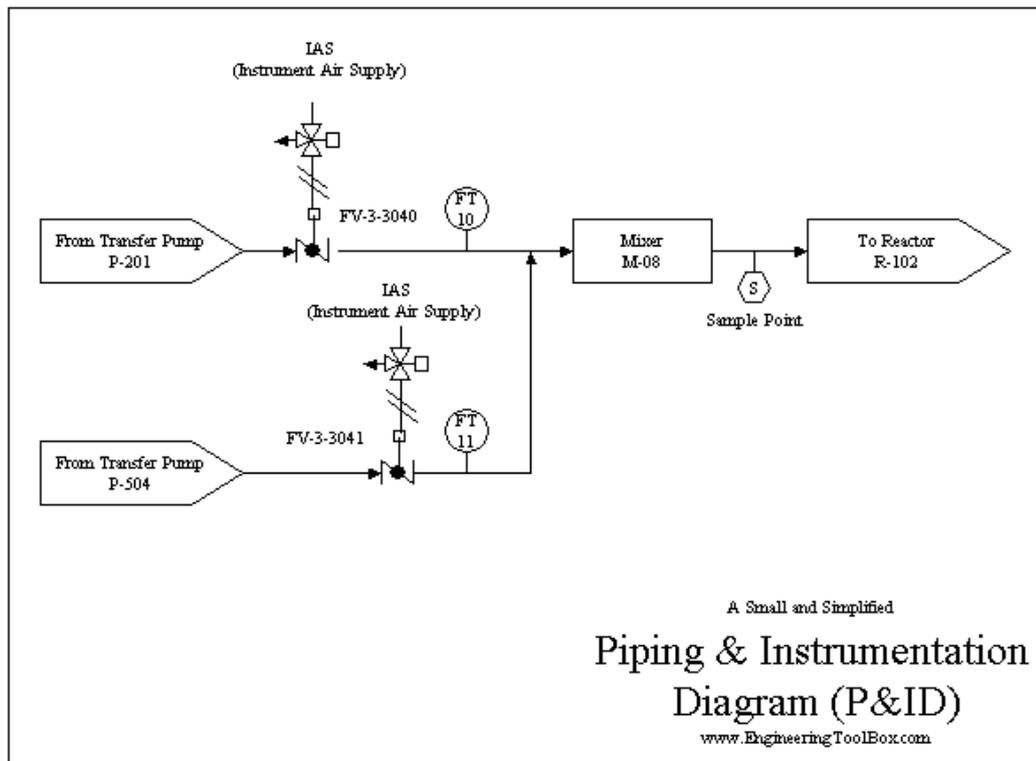
Un diagrama de tubería e instrumentación (P&I'D), es una representación completa de un proceso en sí, en el cual se detallan cada uno de los equipos, dimensiones y especificaciones de líneas, válvulas e instrumentación, así como códigos para materiales de construcción y aislamiento.

En un P&ID se pueden representar una cantidad considerable de instrumentación según lo requiera el proceso y detallar minuciosamente cada equipo, lo cual lo diferencia de un diagrama de flujo.

Un P&ID no muestra condiciones operativas, composiciones ni cantidades de flujo.

La mayoría de compañías químicas y petroleras emplean los criterios de la industria de procesos, para la elaboración de P&ID'S. Estos criterios incluyen símbolos y nomenclaturas para equipos, tuberías e instrumentación. (33)

**Figura N° 25 Un diagrama de tubería**



Fuente: The engineering Toolbox - 2015

## **2.9 Norma INEN para especificaciones del GLP**

La Norma técnica ecuatoriana NTE INEN 675, establece los requisitos que deben cumplir los gases licuados de petróleo.

Esta norma es aplicada a los gases licuados de petróleo que son destinados para el uso doméstico, industrial, comercial y como combustible para motores.

### **Clasificación**

Los gases licuados de petróleo, de acuerdo a su volatilidad se clasifican de la siguiente manera:

- Propano comercial (alta volatilidad).
- Butano comercial (baja volatilidad).
- Mezcla comercial propano-butano (volatilidad intermedia).

### **Requisitos**

- Olor. Desagradable, de acuerdo con la NTE INEN 681.
- Observación de manchas de aceite. De acuerdo con la NTE INEN 681, el ensayo debe dar resultados negativos.
- Sulfuro de hidrógeno. De acuerdo con la NTE INEN 679, el ensayo debe dar resultado negativo.
- Densidad relativa. El valor debe determinarse de acuerdo con lo señalado en la NTE INEN 684.
- El gas licuado de petróleo, ya sea propano comercial, mezcla propano-butano o butano comercial, debe cumplir con los requisitos descritos en la siguiente tabla. (34)

**Tabla N° 12 Normas técnicas**

| REQUISITO  | UNIDAD            | PROPANO COMERCIAL |                             | MEZCLA PROPANO-BUTANO |                             | BUTANO COMERCIAL |                           | MÉTODO DE ENSAYO |
|--|-------------------|-------------------|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------|------------------|---------------------------|------------------|
|  |                   | Mín               | Máx                         | Mín                   | Máx                         | Mín              | Máx                       |                  |
| Presión de vapor a 37,8 °C (100°F)   | Pascal (Psi)      |                   | 14,47x10 <sup>5</sup> (210) |                       | 14,47x10 <sup>5</sup> (210) |                  | 4,82X10 <sup>5</sup> (70) | NTE INEN 676     |
| Temperatura de evaporación del 95% del volumen a 1,0133x10 <sup>5</sup> Pa | °C (°F)           |                   | -38,3 (-37)                 |                       | 2,2 (36)                    |                  | 2,2 (36)                  | NTE INEN 677     |
| Corrosión en la lámina de cobre  |                   |                   | N° 1                        |                       | N°1                         |                  | N°1                       | NTE INEN 678     |
| Contenido de azufre  | mg/m <sup>3</sup> |                   | 343                         |                       | 343                         |                  | 343                       | NTE INEN 679     |
| Residuo de evaporación de 100cm <sup>3</sup>                               | cm <sup>3</sup>   |                   | 0,05                        |                       | 0,05                        |                  | 0,05                      | NTE INEN 681     |
| Pentano y pesados  | %                 |                   | -                           |                       | 2.0                         |                  | 2,0                       | NTE INEN 683     |
| Butano y pesado (C4+)  |                   |                   | 2,5                         |                       | -                           |                  | -                         |                  |

Fuente: NTE INEN 675- 1977 (34)  
 Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## CAPITULO III

### PARTE EXPERIMENTAL

#### 3.1 Desarrollo del proceso de endulzamiento del GLP con DEA

##### 3.1.1. Gas Licuado de Petróleo de alimentación al contactor

###### 3.1.1.1. Condiciones de entrada del GLP al contactor

Presión = 170 *Psia*  $\approx$  11,721 *bar*

Temperatura = 100,4 °*F*  $\approx$  38 °*C*

###### 3.1.2. Características de la carga del GLP al contactor.

Caudal de GLP = 200 *bpd*

De acuerdo a los manuales de operación consultados, se debe considerar una tasa diseño de un 20-30 % más de la carga real. (2)

Caudal del GLP(+ 30%) = 260 *bpd*  $\approx$  7,584 *gpm*  
Densidad  $\rho_{liq}$  = 536,87 *kg/m*<sup>3</sup>  $\approx$  1183,58 *lb/m*<sup>3</sup>  
Presión de Vapor (38°C) = 174,7 *Psia*  $\approx$  12,045 *bar*  
Peso Molecular  $M_i$  = 50,46 *lb/lbmol*  
Número de Moles  $n_i$  = 41,38 *lbmol/h*  
Flujo Másico  $\dot{m}$  = 2036,89 *lb/h*

**Tabla N° 13 Composición del GLP a la entrada de la planta.**

| Componentes      | Y <sub>i</sub><br>(%molar) | n <sub>i</sub><br>( <i>lbmol/h</i> ) | M <sub>i</sub><br>( <i>lb/lbmol</i> ) | $\dot{m}$<br>( <i>lb/h</i> ) | x <sub>i</sub> (molar) | x<br>(másica) |
|------------------|----------------------------|--------------------------------------|---------------------------------------|------------------------------|------------------------|---------------|
| H <sub>2</sub> S | 1,27                       | 1,116                                | 34,08                                 | 38,032                       | 0,027                  | 0,019         |
| C <sub>2</sub>   | 1,85                       | 0,831                                | 30,07                                 | 24,988                       | 0,020                  | 0,012         |
| C <sub>3</sub>   | 52,1                       | 22,739                               | 44,09                                 | 1002,582                     | 0,549                  | 0,492         |
| Ic <sub>4</sub>  | 26,02                      | 9,555                                | 58,12                                 | 555,307                      | 0,230                  | 0,272         |
| nC <sub>4</sub>  | 18,5                       | 7,050                                | 58,12                                 | 409,769                      | 0,170                  | 0,201         |
| nC <sub>5</sub>  | 0,26                       | 0,086                                | 72,15                                 | 6,218                        | 0,002                  | 0,003         |

Fuente: EP Petroecuador-2016  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

La cantidad de sulfuro de hidrógeno que ingresa al contactor deberá ser removida hasta cumplir con los requerimientos que se necesiten.

### **3.2 Dietanolamina (DEA) de alimentación para el contactor**

#### **3.2.1 Condiciones de entrada de la DEA al contactor**

Los parámetros de presión y temperatura que se van a emplear para realizar los respectivos cálculos, son los datos estimados por el manual de operaciones generales de las unidades de aminas de la UOP.

- Se debe estimar una temperatura de entrada de la amina (DEA), próxima o similar a la temperatura de entrada del GLP, para evitar la posible vaporización del Gas Licuado de Petróleo, especialmente cuando la presión de funcionamiento del contactor se encuentra cercana a la presión de vapor del GLP.
- La presión de entrada de la amina debe estar por encima del GLP para que se lleve a cabo la absorción. (22)

$$\text{Temperatura}_{(ent)} = 102,2 \text{ } ^\circ F \approx 39^\circ C$$

$$\text{Presión}_{(ent)} = 178 \text{ } Psia \approx 12,27 \text{ } bar$$

#### **3.2.1 Características de la amina utilizada como solvente químico.**

Las soluciones de Dietanolamina que se utilizan para tratamientos de gases licuados de petróleo procesados en refinerías, típicamente tendrán una concentración del 20 a 25% en peso. Dentro de este rango de concentración se realizará su elección dependiendo de la cantidad de contaminantes que se encuentren en el caudal de alimentación de GLP. (Kohl y Nielsen, 1997) (19)

$$\text{Concentración de la Solución} = 20 \text{ } wt\%$$

El valor de la densidad de la Dietanolamina, está en dependencia de su temperatura y concentración, con la ayuda de la figura A 2.18 del libro Gas conditioning and processing (2005), se determinó la siguiente: (35)

$$\begin{aligned} \text{Densidad } \rho_{DEA(102^{\circ}\text{F})} &= 1015 \text{ Kg}/\text{m}^3 \approx 2237,69 \text{ lb}/\text{m}^3 \\ \text{Peso Molecular de la DEA} &= 105,14 \text{ lb}/\text{lbmol} \end{aligned}$$

### 3.2.2 Composición y caudal de la DEA de alimentación al contactor.

Para conocer el caudal de alimentación total de la solución acuosa, se deben determinar:

#### 1) DEA sólida.

Por literatura se conoce que la capacidad de amina (DEA) teórica para remover el  $\text{H}_2\text{S}$  es 3:1. Es decir que los moles de DEA necesarios serán obtenidos multiplicando por 3 la tasa molar del gas ácido ( $\text{H}_2\text{S}$ ). (22)

$$\begin{aligned} n_{DEA} &= 3 * n_{\text{H}_2\text{S}} \\ n_{DEA} &= 3,956 \text{ lbmol}/\text{h} \end{aligned}$$

Posteriormente se debe calcular el flujo másico de DEA a partir de su peso molecular.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{DEA} &= n_{DEA} * \overline{PM} \\ \dot{m}_{DEA} &= 410,663 \text{ lb}/\text{h} \end{aligned}$$

#### 2) Cantidad de Agua Necesaria.

Como se ha determinado una concentración de DEA al 20 %, se puede calcular la cantidad de agua necesaria para la disolución.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} &= \dot{m}_{DEA} * \frac{\% \text{H}_2\text{O}}{\% \text{DEA}} \\ \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} &= 2053,314 \text{ lb}/\text{h} \end{aligned}$$

A través de su peso molecular se pueden determinar el número de moles de agua a utilizarse.

$$\begin{aligned} n_{\text{H}_2\text{O}} &= \frac{\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}}{\overline{PM}} \\ n_{\text{H}_2\text{O}} &= 114,073 \text{ lbmol}/\text{h} \end{aligned}$$

### 3) H<sub>2</sub>S remanente presente en la solución de amina.

Según el manual de operaciones de la UOP, se requiere dejar H<sub>2</sub>S residual en la solución de amina pobre para minimizar la corrosión en las tuberías y en los equipos. El H<sub>2</sub>S reacciona con el hierro presente en las tuberías y equipos para formar una película protectora de sulfuro de hierro que minimiza la corrosión adicional. (22)

$$\text{Concentración típica } \left( \frac{\text{lbmol}_{H_2S}}{\text{lbmol}_{DEA}} \right) = 0,03$$

La carga de H<sub>2</sub>S remanente en la solución de amina, se determinará según la siguiente ecuación:

$$n_{(H_2S \text{ remanente})} = (n_{gas})_{rem} * \left( \frac{\text{lbmol}_{DEA}}{\text{lbmol}_{GA}} \right) * \left( \frac{\text{lbmol}_{H_2S}}{\text{lbmol}_{DEA}} \right)$$

$$n_{(H_2S \text{ remanente})} = 0,117 \text{ lbmol/h}$$

**Tabla N° 14 Composición de la amina pobre a la entrada del contactor.**

| Composición      | n<br>(lbmol/h) | x<br>(molar) | $\overline{PM}$<br>(lb/lbmol) | m<br>(lb/h) | $\rho_{(39^\circ C)}$<br>(lb/m <sup>3</sup> ) | v<br>(m <sup>3</sup> /h) |
|------------------|----------------|--------------|-------------------------------|-------------|---|--------------------------|
| DEA              | 3,906          | 0,033        | 105,14                        | 410,663     | 2237,689                                      | 0,187                    |
| H <sub>2</sub> O | 114,073        | 0,966        | 18                            | 2053,314    | 2188,248                                      | 0,935                    |
| H <sub>2</sub> S | 0,117          | 0,001        | 34,08                         | 3,993       | 1624,408                                      | 0,002                    |
| <b>Total</b>     | 118,096        | 1            | 20,898                        | 2467,969    | 2195,563                                      | 1,124                    |

Fuente: Valor de densidad del agua a 39°C tomado de la Tabla 11-Termodinamica cuaderno de tablas y diagramas (2010); Densidad del H<sub>2</sub>S de la Tabla C.1 de Gs. Process physical properties (2012)

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

El volumen de amina pobre que ingresa al contactor para tratar la corriente ácida de GLP es el siguiente:

$$V = 1,124 \text{ m}^3/\text{h} \approx 169,689 \text{ bpd} \approx 4,949 \text{ gpm}$$

### 3.3 Balance de Materia en el Contactador

Se considerará que la amina de alimentación solo reaccionará con el H<sub>2</sub>S, dejando que los hidrocarburos salgan por el tope del contactador en el mismo porcentaje con el que ingresaron. La eficiencia de remoción de H<sub>2</sub>S con la que trabajará el contactador será del 99%, obteniéndose un 1% de ácido sulfhídrico en la corriente de salida del GLP, valor que deberá cumplir con las especificaciones requeridas en el país, dando como resultado a la lámina de cobre #1 (1-2 ppmw).

**Cantidad de H<sub>2</sub>S que se recupera por fondo del contactador.**

$$n_{(fondoH_2S)} = 0,99 * n_{(entrada H_2S)}$$

**Cantidad Total de H<sub>2</sub>S que salen del fondo del contactador.**

$$n_{(H_2S\ DE A-Rica)} = n_{(fondo\ H_2S)} + n_{(H_2S\ remanente)}$$

**Cantidad de H<sub>2</sub>S que salen por el tope del contactador.**

$$n_{(tope\ H_2S)} = 0,01 * n_{(entrada\ H_2S)}$$

**Cantidad de Amina y de agua que salen por fondos del contactador.**

Se considera que el número de moles de amina y agua que entran al contactador son los mismos que salen por el fondo.

$$n_{(DEA+H_2O)ENTRADA} = n_{(DEA+H_2O)SALIDA}$$

A continuación, se muestra la composición a la salida del tope y fondo del contactador.

**Tabla N° 15 Corriente de GLP a la salida del tope del Contactador**

| Com p.           | n (lbmol/h)             | x molar                 | $\overline{PM}$ (lb/lbmol) | $X * \overline{PM}$      | $\dot{m}$ (lb/h)       | x másica                |
|------------------|-------------------------|-------------------------|----------------------------|--------------------------|------------------------|-------------------------|
| H <sub>2</sub> S | 1,111x 10 <sup>-4</sup> | 2,772x 10 <sup>-6</sup> | 34,08                      | 9,446 x 10 <sup>-5</sup> | 3,803x10 <sup>-3</sup> | 1,90 x 10 <sup>-6</sup> |
| C <sub>2</sub>   | 0,831                   | 0,021                   | 30,07                      | 0,621                    | 24,988                 | 0,012                   |
| C <sub>3</sub>   | 22,739                  | 0,565                   | 44,09                      | 24,901                   | 1002,582               | 0,502                   |
| iC <sub>4</sub>  | 9,554                   | 0,237                   | 58,12                      | 13,793                   | 555,306                | 0,278                   |
| nC <sub>4</sub>  | 7,050                   | 0,175                   | 58,12                      | 10,178                   | 409,768                | 0,205                   |
| nC <sub>5</sub>  | 0,086                   | 0,002                   | 72,15                      | 0,155                    | 6,219                  | 0,003                   |

Fuente: Resultados de la investigación  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

El valor de salida en fracción másica del H<sub>2</sub>S es de 1.90 x 10<sup>-6</sup>, lo que significa que el GLP final, tendrá una concentración de 1, 90 ppm en peso de ácido sulfhídrico.

**Tabla N° 16 Composición de la Amina a la salida del contactor**

| Comp.            | n (lbmol/h) | x (molar) | $\overline{PM}$ (lb/lbmol) | $\dot{m}$ (lb/h) | $\rho_{(42,22^\circ\text{C})}$ (lb/m <sup>3</sup> ) | v (m <sup>3</sup> /h) |
|------------------|-------------|-----------|----------------------------|------------------|---|-----------------------|
| DEA              | 3,906       | 0,033     | 105,14                     | 410,663          | 2231,075  | 0,941                 |
| H <sub>2</sub> O | 114,073     | 0,957     | 18                         | 2053,314         | 2185,498  | 0,188                 |
| H <sub>2</sub> S | 1,233       | 0,010     | 34,08                      | 42,021           | 1584,406  | 0,019                 |
| TOTAL            | 119,212     | 1         | 21,1124                    | 2505,998         | 2182,888  | 1,148                 |

Fuente: Valor de densidad líquida para DEA tomado de la Fig. 2.18-GPSA (2004); densidad del agua de la Tabla.11-Termodinámica cuaderno de tablas y diagramas (2010); densidad del H<sub>2</sub>S de Tabla.C.1- Gs. Process physical properties  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

El volumen de la solución de DEA rica a la salida del contactor es la siguiente:

$$V = 1,148 \text{ m}^3/\text{h} \approx 173,305 \text{ bpd} \approx 5,055 \text{ gpm}$$

### 3.4 Balance de Energía en el Contactor.

#### Cantidad de calor tomada por el GLP al pasar por el contactor:

Parte del calor que se genera por la reacción exotérmica de la amina, es tomado por el gas, está es la razón por la que el GLP aumenta ligeramente su temperatura a la salida del contactor. (27)

A continuación, se muestra el calor específico másico del GLP a la entrada, y salida del contactor.

**Tabla N° 17 Calor específico másico del GLP.**

| Comp.            | x<br>(másica) <sub>entrada</sub> | x<br>(másica) <sub>salida</sub> | Temperatura        |                    |
|------------------|----------------------------------|---------------------------------|--------------------|--------------------|
|                  |                                  |                                 | 100,4 °F           | 102,2 °F           |
|                  |                                  |                                 | Cp<br>(Btu/lbm °F) | Cp<br>(Btu/lbm °F) |
| H <sub>2</sub> S | 0,019                            | 1,902x10 <sup>-6</sup>          | 0,534              | 0,537              |
| C <sub>2</sub>   | 0,012                            | 0,012                           | 0,831              | 0,838              |
| C <sub>3</sub>   | 0,492                            | 0,502                           | 0,661              | 0,668              |
| iC <sub>4</sub>  | 0,272                            | 0,278                           | 0,595              | 0,604              |
| nC <sub>4</sub>  | 0,201                            | 0,205                           | 0,583              | 0,587              |
| nC <sub>5</sub>  | 0,003                            | 0,003                           | 0,553              | 0,557              |
| <b>Total</b>     | 1                                | 1                               | 0,627              | 0,635              |

\*Valores de Cp del H<sub>2</sub>S obtenidos de la Tabla C3- GS process physical properties(2012); Cp de los hidrocarburos líquidos. Fig. 33- GPSA (2004).

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Conociendo los valores del Cp de entrada y salida se calcula el Cp promedio.

$$\bar{C}_p = \frac{C_{p_{entrada}} - C_{p_{salida}}}{2}$$

$$\bar{C}_p = 0,631 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$$

Finalmente, usando la siguiente expresión se calcula la cantidad de calor absorbido por el GLP.

$$\Delta T = 1,8 \text{ } ^\circ F$$

$$\dot{m}_{salida} = 1998,870 \text{ lb/h}$$

$$Q = \dot{m}_{salida} * \overline{Cp} * \Delta T$$

$$Q = 2270,486 \text{ BTU/h}$$

### **Calor de Reacción ( $Q_r$ ) en el contactor.**

La cantidad de calor que se genera cuando la DEA absorbe el ácido sulfhídrico, se determina conociendo el calor de reacción del H<sub>2</sub>S, el cual se determina en la tabla 4.9 del libro Gas conditioning and processing, y conociendo también la masa de H<sub>2</sub>S que se retiran en el proceso. (35)

$$\Delta H_r = 585,2 \text{ BTU/Lb}$$

$$\dot{m}_{H_2S} = 38,031 \text{ lb/h}$$

$$Q_r = \dot{m}_{H_2S} * \Delta H_r$$

$$Q_r = 22255,741 \text{ BTU/h}$$

### **Cantidad de Calor total absorbido por la amina.**

$$Q_t = Q_r - Q$$

$$Q_t = 19985,255 \text{ BTU/h}$$

### **Temperatura de la corriente de amina rica que sale del contactor.**

$$(T_{DEA-pobre})_{ent-abs} = 102,2 \text{ } ^\circ F$$

Se considera que la solución de amina absorbe todo el calor remanente:

***Calor absorbido de la amina = Calo remanente***

$$\text{Calor absorbid de la amina} = 19985,255 \text{ BTU/h}$$

### **Incremento de temperatura de la solución de amina.**

$$m_{H_2O \text{ y } DEA} = 2463,976 \text{ lb/h}$$

**Tabla N° 18 Calor Específico de la Amina a la entrada y salida del Contactador.**

| Composición      | x (máscica) <sub>ent</sub> | x (máscica) <sub>sal</sub> | Temperatura (°F) |       |                        |                       |
|------------------|----------------------------|----------------------------|------------------|-------|------------------------|-----------------------|
|                  |                            |                            | 102,2            | 108   | 102,2                  | 108                   |
|                  |                            |                            | Cp (BTU/lb°F)    |       | (x*Cp) <sub>ent</sub>  | (x*Cp) <sub>sal</sub> |
| H <sub>2</sub> O | 0,832                      | 0,819                      | 0,997            | 0,998 | 0,830                  | 0,818                 |
| DEA              | 0,166                      | 0,163                      | 0,93             | 0,94  | 0,155                  | 0,153                 |
| H <sub>2</sub> S | 1,62x10 <sup>-3</sup>      | 0,017                      | 0,774            | 0,893 | 1,251x10 <sup>-3</sup> | 0,015                 |
| <b>TOTAL</b>     | 1                          | 1                          |                  |       | 0,986                  | 0,986                 |

Fuente: Valor del Cp del agua de la Tabla.11-Termodinámica cuaderno de tablas y diagramas (2010); Cp del H<sub>2</sub>S; tabla C3- GS process physical properties (2012); Cp de la DEA Fig. A.2.22- Gas conditioning and processing (2005)

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

$$(Cp_{DEA})_{102,2^{\circ}F} = 0,986 \text{ BTU/lb}^{\circ}F$$

$$(Cp_{DEA})_{108^{\circ}F} = 0,986 \text{ BTU/lb}^{\circ}F$$

Se obtiene el Cp promedio:

$$\overline{Cp} = \frac{Cp_{entrada} + Cp_{salida}}{2}$$

$$\overline{Cp} = 0,986 \text{ BTU/lb}^{\circ}F$$

A través de la siguiente fórmula se obtiene el  $\Delta T$  de la amina.

$$\Delta T = \frac{Q_{abs-DEA}}{\overline{Cp} * m}$$

$$\Delta T = 8,226^{\circ}F$$

Se emplea la siguiente fórmula, para obtener la temperatura real de amina rica a la salida del contactador.

$$\Delta T = (T_{DEA-pobre})_{ent-abs} - (T_{DEA-rica})_{sal-abs}$$

$$(T_{DEA-rica})_{sal-abs} = 110,426^{\circ}F$$

### Balance de Energía en el Intercambiador de Calor:

Para realizar los cálculos se considera un incremento de temperatura para la amina rica, respetando los lineamientos que por literatura se conocen que dicha corriente no debe ser mayor que 205°F para evitar problemas de corrosión, el diferencial de temperatura mínimo que debe existir entre la corriente rica y pobre no puede ser menor a 15°F. (31)

$$(T_{DEA-RICA})_{ent-int} = 110,426 \text{ } ^\circ F$$

$$(\Delta T_{DEA})_{int} = \frac{92,574 \text{ } ^\circ F}{}$$

$$(T_{DEA-rica})_{sal-int} = 203 \text{ } ^\circ F$$

$$(T_{DEA-pobre})_{ent-int} = 250 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T_1 = (T_{DEA-pobre})_{ent-int} - (T_{DEA-rica})_{sal-int}$$

$$\Delta T_1 = 47 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T_2 = 15 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T_2 = (T_{DEA-rica})_{ent-int} - (T_{DEA-pobre})_{sal-int}$$

$$(T_{DEA-pobre})_{sal-int} = 125,426 \text{ } ^\circ F$$

Se calcula el  $\Delta T$  de la amina pobre en el intercambiador de calor.

$$(\Delta T_{DEA-pobre})_{int} = T_{sal} - T_{ent}$$

$$(\Delta T_{DEA-pobre})_{int} = -124,574 \text{ } ^\circ F$$

Transferencia de calor en el Intercambiador de amina pobre-rica.

$$(T_{prom})_{DEA-rica} = \frac{(T_{DEA-rica})_{ent-int} + (T_{DEA-rica})_{sal-int}}{2}$$

$$(T_{prom})_{DEA-rica} = 156,713 \text{ } ^\circ F$$

**Tabla N° 19 Calor específico de la amina rica**

| Composición      | x<br>(máscica) <sub>entr</sub> | x<br>(máscica) <sub>sal</sub> | Temperatura      |                  |
|------------------|--------------------------------|-------------------------------|------------------|------------------|
|                  |                                |                               | 108°F            | 203°F            |
|                  |                                |                               | Cp<br>(Btu/lb°F) | Cp<br>(Btu/lb°F) |
| H <sub>2</sub> O | 0,819                          | 0,819                         | 0,99807          | 1,0055           |
| DEA              | 0,164                          | 0,164                         | 0,936            | 0,96             |
| H <sub>2</sub> S | 0,017                          | 0,017                         | 0,89333          | 2,0237           |
| <b>TOTAL</b>     | 1                              | 1                             | 0,9861           | 1,0151           |

Fuente: Valor del Cp del agua de la Tabla.11-Termodinámica cuaderno de tablas y diagramas (2010); Cp del H<sub>2</sub>S; tabla C3- GS process physical properties (2012); Cp de la DEA Fig. A.2.22- Gas conditioning and processing (2005)

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Se calcula el  $\overline{Cp}$  de la amina rica:

$$\overline{Cp} = \frac{Cp \text{ de entrada} + Cp \text{ de salida}}{2}$$

$$\overline{Cp} = 1,00062 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Conociendo el  $\overline{Cp}$  se calcula el calor en el intercambiador de calor.

$$\Delta T = 92,574^\circ\text{F}$$

$$Q_{int} = \dot{m} * \overline{Cp} * \Delta T$$

$$Q_{int} = 228243,785 \text{ BTU/h}$$

### 3.5 Balance de Materia en el Regenerador:

**Tabla N° 20 Balance de materia en el Regenerador**

| Composición      | Entrada de la Amina Rica a<br>(203°F) |                     | Salida de Amina Pobre a<br>(250 °F) |                     |
|------------------|---------------------------------------|---------------------|-------------------------------------|---------------------|
|                  | n<br>(lbmol/h)                        | $\dot{m}$<br>(lb/h) | n<br>(lbmol/h)                      | $\dot{m}$<br>(kg/h) |
| H <sub>2</sub> O | 114,073                               | 2053,314            | 114,073                             | 2053,314            |
| DEA              | 3,906                                 | 410,663             | 3,906                               | 410,663             |
| H <sub>2</sub> S | 1,233                                 | 42,021              | 0,117                               | 3,993               |
| <b>TOTAL</b>     | 119,212                               | 2505,998            | 118,096                             | 2467,969            |

Fuente: Resultado de la investigación  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### 3.6 Balance de Energía en el Regenerador:

Carga calórica requerida para elevar la temperatura de la amina en el regenerador.

$$P_{\text{reg-reh}} = 16,59 \text{ Psia} \approx 1,13 \text{ atm} \approx 1,14 \text{ bar}$$

$$(T_{\text{prom}})_{\text{DEA-reg}} = 226,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Tabla N° 21 Calor específico de la corriente de amina en el regenerador.**

| Comp.            | x<br>(máscica) <sub>ent</sub> | x<br>(máscica) <sub>sal</sub> | Temperatura (°F)  |       |                         |                          |
|------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------|-------|-------------------------|--------------------------|
|                  |                               |                               | 203 °F            |       | 250°F                   |                          |
|                  |                               |                               | Cp<br>(BTU/lb °F) |       | (x * Cp) <sub>ent</sub> | (x * Cp) <sub>sal</sub>  |
| H <sub>2</sub> O | 0,819                         | 0,832                         | 1,005             | 1,121 | 0,824                   | 0,933                    |
| DEA              | 0,164                         | 0,166                         | 0,96              | 0,975 | 0,157                   | 0,162                    |
| H <sub>2</sub> S | 0,017                         | 1,617 x 10 <sup>-3</sup>      | 2,024             | 2,994 | 0,034                   | 4,844 x 10 <sup>-3</sup> |
| TOTAL            | 1                             | 1                             |                   |       | 1,015                   | 1,094                    |

Fuente: Valor del Cp del agua de la Tabla.11-Termodinámica cuaderno de tablas y diagramas (2010); Cp del H<sub>2</sub>S; tabla C3- GS process physical properties (2012); Cp de la DEA Fig. A.2.22-Gas conditioning and processing (2005)

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Se calcula el  $\overline{Cp}$  de la amina

$$\overline{Cp} = \frac{Cp \text{ de entrada} + Cp \text{ de salida}}{2}$$

$$\overline{Cp} = 1,055 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\dot{m} = 2463,976 \text{ lbm/h}$$

$$Q_{\text{elv-reg}} = \dot{m} * \overline{Cp} * \Delta T$$

$$Q_{\text{elv-reg}} = 122176,825 \text{ BTU/h}$$

### Balance de Materia en el Tope del Regenerador:

La salida del regenerador está constituida por el gas ácido (H<sub>2</sub>S) y el vapor de agua.

$$P_{\text{reg}} = 16,59 \text{ Psia} \approx 1,14 \text{ bar}$$

$$T_{\text{tope-reg}} = 225 \text{ }^\circ\text{F} \approx 107 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Cp_{\text{gas}} = 8,111 \text{ BTU/lbmol}^\circ\text{F}$$

Moles de H<sub>2</sub>S removidos del GLP.

$$(n_{H_2S})_{remov} = (n_{totales})_{ent} * (X_{H_2S_{ent}} - X_{H_2S_{sal}})$$
$$(n_{H_2S})_{remov} = 1,116 \text{ lbmol/h}$$

Moles de vapor que dejan la torre.

$$(n_{vapor})_{sal} = \frac{(n_{H_2S})_{remov}}{X_{H_2S}}$$
$$(n_{vapor})_{sal} = 2,349 \text{ lbmol/h}$$

Moles de agua que se vaporizan.

$$(n_{H_2O})_{vaporizan} = (n_{vapor})_{sal} * (1 - X_{H_2S})$$
$$(n_{H_2O})_{vaporizan} = 1,221 \text{ lbmol/h}$$

Gravedad específica del gas que sale del tope del regenerador.

$$\overline{PM}_{aire} = 28,962 \text{ lb/lbmol}$$

$$SG = \frac{\overline{PM}_{gas}}{\overline{PM}_{aire}}$$

$$SG = 0,8896$$

Densidad del aire.

$$\rho_{aire} = \frac{\overline{PM}_{aire} * P_{reg-reh}}{R * T}$$

$$\rho_{aire} = 1,049 \text{ kg/m}^3$$

Densidad del gas.

$$\rho_{gas} = SG * \rho_{aire}$$

$$\rho_{gas} = 0,9381 \text{ kg/m}^3 \approx 2,068 \text{ lb/m}^3$$

**Tabla N° 22 Composición del gas de cola que sale del tope regenerador**

| Comp.            | n<br>(lbmol/h) | x<br>molar | $\overline{PM}$<br>(lb/lbmol) | $\dot{m}$<br>(lb/h) | Cp<br>(BTU/lbmol°F) |
|------------------|----------------|------------|-------------------------------|---------------------|---------------------|
| H <sub>2</sub> O | 1,221          | 0,523      | 18                            | 21,985              | 8,036               |
| DEA              | 0              | 0          | 105,14                        | 0                   | 0                   |
| H <sub>2</sub> S | 1,116          | 0,477      | 34,08                         | 38,028              | 8,193               |
| TOTAL            | 1,048          | 1          | 25,677                        | 60,013              | 8,111               |

Fuente: Resultados de la investigación  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Flujo Volumétrico que sale del tope del regenerador.

$$(V)_{sal\ tope} = \frac{m}{\rho}$$

$$(V)_{sal\ tope} = 29,016\ m^3/h$$

**Balance de Materia del gas de cola y reflujo que salen del acumulador.**

$$P_{acum-refl} = 13,746\ Psia \approx 0,935\ atm \approx 0,947\ bar$$

$$T_{acum-refl} = 113\ ^\circ F \approx 45\ ^\circ C$$

$$X_{H_2S} = 0,9606$$

$$(n_{ga+H_2O})_{gc-acum} = \frac{n_{H_2S}}{X_{H_2S}}$$

$$(n_{ga+H_2O})_{gc-acum} = 1,162\ lbmol/h$$

Moles de Agua que salen del acumulador.

$$(n_{H_2O})_{gc-acum} = (n_{ga+H_2O})_{gc-acum} * (1 - X_{H_2S})$$

$$(n_{H_2O})_{gc-acum} = 0,0457\ lbmol/h$$

Gravedad Específica del gas que sale del acumulador.

$$\overline{PM}_{gas} = 33,4470\ lb/lbmol$$

$$SG = \frac{\overline{PM}_{gas}}{\overline{PM}_{aire}}$$

$$SG = 1,1548$$

Densidad del aire.

$$\rho_{aire} = \frac{\overline{PM}_{aire} * P_{acum-refl}}{R * T}$$

$$\rho_{aire} = 1,0385 \text{ kg/m}^3$$

Densidad del gas.

$$\rho_{gas} = SG * \rho_{aire}$$

$$\rho_{gas} = 1,1992 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \approx 2,644 \text{ lb/m}^3$$

**Tabla N° 23 Composición del gas de cola que sale del acumulador de reflujo.**

| Composición      | n<br>(lbmol/h) | x<br>(molar) | $\overline{PM}$<br>(lb/kmol) | $\dot{m}$<br>(lb/h) | Cp<br>(BTU/lbmol°F) |
|------------------|----------------|--------------|------------------------------|---------------------|---------------------|
| H <sub>2</sub> O | 0,045          | 0,039        | 18                           | 0,823               | 8,040               |
| H <sub>2</sub> S | 1,116          | 0,960        | 34,08                        | 38,028              | 8,203               |
| TOTAL            | 1,162          | 1            | 33,447                       | 38,851              | 8,197               |

Fuente: Resultados de la Investigación  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Flujo volumétrico del gas de cola que sale del acumulador.

$$(V_{gc})_{sal-acum} = \frac{m}{\rho}$$

$$(V_{gc})_{sal-acum} = 14,694 \text{ m}^3/\text{h}$$

Flujo volumétrico del agua que sale del acumulador.

$$(V_{H_2O})_{sal-acum} = 1,047 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{h} \approx 4,611 \times 10^{-7} \text{ gpm}$$

Cantidad de Agua que regresa como reflujo:

**Tabla N° 24 Agua de Reflujo**

| Composición      | n<br>(lbmol/h) | x<br>(molar) | $\overline{PM}$<br>(lb/lbmol) | $\rho$<br>(lb/m <sup>3</sup> ) | $\dot{m}$<br>(lb/h) |
|------------------|----------------|--------------|-------------------------------|--------------------------------|---------------------|
| H <sub>2</sub> O | 1,176          | 1            | 18                            | 2183,059                       | 21,262              |

Fuente: Resultados de la investigación  
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Flujo volumétrico de agua que regresa como reflujo.

$$(V_{H_2O})_{reflujo} = 0,096 \text{ m}^3/h \approx 0,042 \text{ gpm}$$

Razón de Reflujo.

$$R = \frac{(n_{H_2O})_{reflujo}}{(n_{totales})_{sal-tope\ reg}}$$

$$R = 0,503$$

**Balance de energía del rehervidor.**

$$P_{vap-H_2O} = 14,7 \text{ Psia}$$

$$T_{vap-H_2O} = 212 \text{ }^\circ\text{F} \approx 100^\circ\text{C}$$

De acuerdo a la Fig. 24-37 Saturated Steam- Pressure Table (GPSA, 2004), se obtiene:

$$H_L = 1149,41 \text{ BTU/lb}$$

$$H_V = 177,7147 \text{ BTU/lb}$$

Calor Total de vaporización del agua.

$$(\dot{m}_{H_2O})_{sal-reg} = 21,985 \text{ lb/h}$$

$$Q_{vap-H_2O} = (\dot{m}_{H_2O})_{sal-reg} * \Delta H$$

$$Q_{vap-H_2O} = 21363,053 \text{ BTU/h}$$

Carga Calórica del rehervidor.

$$Q_{reh} = Q_r + Q_{elv-reg} + Q_{vap-H_2O}$$

$$Q_{reh} = 163525,133 \text{ BTU/h}$$

### 3.7 Cálculos de Torres

#### Cálculo del diámetro del contactor de GLP.

Para el cálculo del diámetro del contactor se debe tomar en consideración el área que va a ocupar el GLP y el área que va a ocupar la Amina.

Para ello se debe conocer las velocidades críticas del GLP y de la amina y el factor de velocidad máxima y mínima, cuyos valores fueron tomadas del libro (GPSA-2004). (36)

$$V_{GLP} = 1,25 \text{ ft/s}$$

$$V_{AMINA} = 2,8 \text{ ft/s}$$

$$\text{Factor de velocidad}_{max} = 0,8$$

$$\text{Factor de velocidad}_{min} = 0,6$$

Área Disponible para el GLP.

$$A_{GLP} = \frac{q_{GLP}}{V_{GLP}}$$

$$A_{GLP} = 0,452 \text{ ft}^2$$

Área Disponible para la Amina.

$$A_{AMINA} = \frac{q_{AMINA}}{V_{AMINA}}$$

$$A_{AMINA} = 4,774 \times 10^{-3} \text{ ft}^2$$

Área Total.

$$AT = A_{GLP} + A_{AMINA}$$

$$AT = 0,457 \text{ m}^2$$

Área Real

$$A_{real} = 0,761 \text{ ft}^2$$

Diámetro del contactor.

$$\phi = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}}$$

$$\phi = 0,984 \text{ ft} \approx 0,30 \text{ m}$$

### **Cálculo de la altura del contactor.**

Diámetro del contactor

$$\phi = 0,91 \text{ m}$$

Número de platos teóricos en el contactor.

$$n_{teóricos} = 2,5 \text{ leídos de la Fig 7 – 9 (GPSA. 2004).}$$

Eficiencia de los platos de válvula.

$$\eta_{pv} = 33,3\% \text{ (GPSA. 2004)}$$

Espaciamiento entre plato y plato.

$$Esp_{plat} = 24 \text{ pulg} \approx 0,6 \text{ m}$$

Se determina el número de platos reales.

$$n \text{ reales} = \frac{n_{teóricos}}{\eta_{pv}}$$

$$n \text{ reales} = 7,50 \approx 8$$

Se calcula la altura de los platos en el contactor.

$$h_{platos} = n \text{ reales} * Esp_{plat}$$

$$h_{platos} = 4,8 \text{ m}$$

A continuación, se calcula la altura del nivel o colchón de la amina.

Se determina el volumen de llenado del 50% en el fondo que ocupará la DEA pobre por un tiempo de retención de 10 min.

$$q_{DEA\ acum} = 49,49\ galones \approx 0,1873\ m^3 / min$$

$$(h_{nivel})_{50\%} = \frac{q_{DEA\ acum}}{\pi * r^2}$$

$$(h_{nivel})_{50\%} = 0,2944\ m$$

$$(h_{nivel})_{100\%} = 0,5888\ m$$

Para diseño del contactor se debe considerar lo siguiente.

$$h_{cabeza} = 2\ ft \approx (0,6\ m)$$

$$h_{sobre\ el\ nivel} = 1\ ft \approx (0,3048\ m)$$

$$h_{fondo} = 1\ ft \approx (0,3048\ m)$$

Altura total del contactor.

$$h_{total} = (h_{cabeza} + h_{platos} + h_{sobre\ el\ nivel} + h_{nivel\ 100\%} + h_{fondo})$$

$$h_{total} = 6,59\ m$$

En el contactor se deberá considerar dos man hold de 18 “para labores de mantenimiento del equipo

### **Cálculo de la altura del regenerador.**

Número de platos teóricos.

$$n_{teóricos} = 3\ leídos\ del\ (GPSA\ 2004)\ (36)$$

Eficiencia de los platos de válvula.

$$n_{pv} = 33,3\ \%$$

Espaciamiento entre plato y plato.

$$Esp_{plat} = 24\ pulg \approx 0,6\ m$$

Se determina el número de platos reales.

$$n_{reales} = \frac{n_{teóricos}}{n_{pv}}$$

$$n_{reales} = 9$$

Se calcula la altura de los platos.

$$h_{reales} = n_{reales} * Esp_{plat}$$

$$h_{reales} = 5,4 \text{ m}$$

Nivel o colchón del líquido.

$$(h_{nivel})_{100\%} = 0,5888 \text{ m}$$

Para diseño del regenerador se debe considerar lo siguiente.

$$h_{cabeza} = 2 \text{ ft} \approx (0,6 \text{ m})$$

$$h_{sobre \text{ el nivel}} = 1 \text{ ft} \approx (0,3048 \text{ m})$$

$$h_{fondo} = 1 \text{ ft} \approx (0,3048 \text{ m})$$

**Altura total del Regenerador.**

$$h_{total} = (h_{cabeza} + h_{platos} + h_{sobre \text{ el nivel}} + h_{nivel \ 100\%} + h_{fondo})$$

$$h_{total} = 7,1984 \text{ m}$$

### **3.8 Estimación del Tamaño del Tanque Flash**

De acuerdo con la tabla 4.3 del libro Gas conditioning and processing se obtiene un valor aproximado del diámetro y la longitud del tanque Flash para la circulación de 5 galones por minuto de amina. (35)

Diámetro= 0,60 m

Longitud= 1,82 m

### **3.9 Cálculo de las estimaciones requeridas para el intercambio de calor.**

A través de las fórmulas que presenta la Fig. 21-9 del libro Gas processors suppliers association, se obtuvieron la cantidad de calor y el área requerida de los siguientes equipos. (36)

**Tabla N° 25 Estimaciones Requeridas para Intercambiadores de Calor**

|                            | <b>Duty, BTU/hr</b> | <b>Área, ft<sup>2</sup></b> |
|----------------------------|---------------------|-----------------------------|
| Reboiler                   | 72,000*GPM          | 11,30*GPM                   |
| Intercambiador amina/amina | 45.000*GPM          | 11,25*GPM                   |
| Enfriador de amina         | 15.000*GPM          | 10,20*GPM                   |
| Condensador de reflujo     | 30.000*GPM          | 5,20*GPM                    |

Fuente: Estimaciones requeridas para intercambiadores de calor Fig. 21-9 – Gas Processors Suppliers Association- 2004

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Reboiler**

$$Q=360000 \text{ BTU/hr}$$

$$A=56,5 \text{ ft}^2$$

**Intercambiador amina/amina**

$$Q=225000 \text{ BTU/hr}$$

$$A=56,25 \text{ ft}^2$$

**Enfriador de amina**

$$Q= 75000 \text{ BTU/hr}$$

$$A= 51 \text{ ft}^2$$

**Condensador de reflujo**

$$Q=150000 \text{ BTU/hr}$$

$$A= 26 \text{ ft}^2$$

**Cálculo del hp de las bombas utilizadas en el proceso.**

Para determinar el hp de cada bomba se emplearon las fórmulas del libro GPSA (2004). (36)

Cálculo del HP de la bomba principal de amina pobre.

$$P = 178 \text{ psia}$$

$$HP_{DEA \text{ pobre}} = GPM * P_{psig} * 0,00065$$

$$HP_{DEA \text{ pobre}} = 0,572$$

Cálculo del HP de la bomba impulsadora.

$$HP_{impulsadora} = GPM * 0,06$$

$$HP_{impulsadora} = 0,296$$

Cálculo del HP de la bomba de reflujo.

$$HP_{reflujo} = GPM * 0,06$$

$$HP_{reflujo} = 2,56 * 10^{-3}$$

## CAPÍTULO IV

### ANÁLISIS DE RESULTADOS

#### 4.1 Análisis.

Una vez realizados los cálculos de balance de masa y energía en el proceso de endulzamiento con la amina (DEA), a continuación, serán mostrados los parámetros necesarios, que tendrá que ser tomados en consideración para efectuar las respectivas tablas que mostraran las especificaciones de los equipos y componentes principales de la planta, esto permitirá conocer la longitud, área, diámetro de los diferentes elementos que forman parte de una planta de tratamiento con amina.

#### 4.2 Tablas de especificación de recipientes.

##### 4.2.1 Resultado de la especificación del Contactor de GLP.

**Tabla N° 26 Especificaciones del Contactor de GLP  
TORRE CONTACTORA DE AMINA**

| <b>TORRE CONTACTORA DE AMINA</b>    |                      |
|-------------------------------------|----------------------|
| Identificación                      | T-501                |
| <b>MATERIAL</b>                     |                      |
| Torre                               | Acero                |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>         |                      |
| Flujo contenido                     | DEA rica             |
| Temperatura                         | 39°C ≈ 102,2 °F      |
| Presión                             | 12,27 bar ≈ 178 Psia |
| Temperatura de Alimentación del GLP | 38°C ≈ 100,4 °F      |
| Platos                              | Válvula              |
| N° de Platos                        | 8 platos             |
| Diámetro                            | 0,91 m               |
| Altura                              | 6,59 m               |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.2 Resultado de la especificación del Flash Drum.

**Tabla N° 27 Especificación del Flash Drum**

| <b>Flash Drum</b>             |                  |
|-------------------------------|------------------|
| Identificación                | D-502            |
| <b>MATERIAL</b>               |                  |
| Cuerpo                        | Acero al Carbono |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>   |                  |
| Rango de Presión de Operación | 45-65 Psig       |
| Flujo Contenido               | DEA rica         |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.3 Resultado de la especificación del Regenerador de DEA.

**Tabla N° 28 Especificación del Regenerador**

| <b>REGENERADOR</b>                  |                              |
|-------------------------------------|------------------------------|
| Identificación                      | T-502                        |
| <b>MATERIAL</b>                     |                              |
| Columna                             | Placa de Acero al Carbono    |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>         |                              |
| Diámetro                            | 0,91 m                       |
| Altura                              | 7,20 m                       |
| Tipos de Platos                     | Válvula                      |
| N° de Platos                        | 9                            |
| Fluido contenido                    | DEA, H <sub>2</sub> S, Vapor |
| Temperatura de Entrada DEA rica     | 95°C ≈ 203°F                 |
| Temperatura de Salida DEA pobre     | 121,11°C ≈ 250 °F            |
| Temperatura de Salida del Gas ácido | 107°C ≈ 225°F                |
| Presión                             | 1,14 bar ≈ 16,59 Psia        |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.4 Resultado de especificación del Acumulador de reflujo

**Tabla N° 29 Especificaciones del acumulador de reflujo**

| <b>ACUMULADOR DE REFLUJO</b> |                           |
|------------------------------|---------------------------|
| Identificación               | D-503                     |
| <b>MATERIAL</b>              |                           |
| Cuerpo                       | Placa de Acero al Carbono |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>  |                           |
| Flujo que contiene           | H <sub>2</sub> S , Agua   |
| Presión                      | 0,947 bar ≈ 13,74 Psia    |
| Temperatura                  | 45°C ≈ 113°F              |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.5 Resultado de especificación del Rehervidor

**Tabla N° 30 Especificaciones de Rehervidor**

| <b>REHERVIDOR</b>           |                           |
|-----------------------------|---------------------------|
| Identificación              | E-504                     |
| <b>MATERIAL</b>             |                           |
| Cuerpo y Fondo              | Placa de acero al carbono |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b> |                           |
| Temperatura                 | 100 °C ≈ 212 °F           |
| Presión                     | 1,02 bar ≈ 14,7 Psia      |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.6 Resultado de especificación del coalescedor

**Tabla N° 31 Especificación del coalescedor**

| <b>COALESCEDOR</b>             |                  |
|--------------------------------|------------------|
| Identificación                 | D-501            |
| <b>MATERIAL</b>                |                  |
| Cuerpo y Fondo                 | Acero inoxidable |
| <b>PARÁMETROS DE OPERACIÓN</b> |                  |
| Temperatura                    | 39 °C ≈ 102,2 °F |
| Flujo que contiene             | DEA y gas dulce  |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.7 Resultado de especificación del intercambiador amina rica/pobre

**Tabla N° 32 Especificación del intercambiador**

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR DE AMINA RICA/POBRE</b> |                    |                   |
|--|--------------------|-------------------|
| Identificación                                     | E-502              |                   |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>                        |                    |                   |
|  | LADO CARCASA       | LADO TUBO         |
| Fluido que contiene                                | DEA POBRE          | DEA RICA          |
| Temperatura de ingreso                             | 121,11 °C ≈ 250 °F | 42,22 °C ≈ 108 °F |
| Temperatura de salida                              | 68 °C ≈ 154°F      | 95°C ≈ 203°F      |
| C <sub>p</sub> Calor específico (BTU/h)            | 1,096              | 0,985             |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.7 Resultado de especificación del condensador de reflujo

**Tabla N° 33 Especificación del condensador de reflujo**

| <b>CONDENSADOR DE REFLUJO</b>     |                                      |
|-----------------------------------|--------------------------------------|
| Identificación                    | E-503 A/B                            |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>       |                                      |
| Fluido que contiene               | Gases ácidos y agua de refrigeración |
| Temperatura de Entrada del fluido | 225°F ≈ 107 °C                       |
| Temperatura de Salida del fluido  | 113°F ≈ 45 °C                        |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.2.8 Resultado de especificación del aroenfriador de amina pobre

**Tabla N° 34 Especificación del aroenfriador**

| <b>AEROENFRIADOR AMINA POBRE</b>            |                 |
|---|-----------------|
| Identificación                              | E-501 A/B       |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>                 |                 |
| Fluido que contiene                         | DEA regenerada  |
| Temperatura de entrada (DEA) <sub>reg</sub> | 68°C ≈ 154°F    |
| Temperatura de salida (DEA) <sub>reg</sub>  | 39°C ≈ 102,2 °F |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### 4.3 Tablas de especificación de bombas

#### 4.3.1 Resultado de especificación de la bomba DEA regenerada

**Tabla N° 35 Especificación de la bomba DEA**

| <b>BOMBA IMPULSADORA</b>    |                      |
|-----------------------------|----------------------|
| Identificación              | P-504 A/B            |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b> |                      |
| Tipo de Bomba               | BOOSTER              |
| HP                          | 0,30                 |
| Fluido que contiene         | DEA pobre regenerada |
| Caudal                      | 5 gpm                |
| Temperatura                 | 121,11 °C ≈ 250 °F   |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.3.2 Resultado de especificación de la bomba reflujo

**Tabla N° 36 Especificación de la bomba**

| <b>BOMBA DE REFLUJO</b>        |                       |
|--------------------------------|-----------------------|
| Identificación                 | P-502 A/B             |
| <b>PARÁMETROS DE OPERACIÓN</b> |                       |
| Tipo de Bomba                  | Milton Roy            |
| HP                             | $2,56 \times 10^{-3}$ |
| Fluido que contiene            | Agua de Reflujo       |
| Caudal                         | 0,043 gpm             |
| Temperatura                    | 45 °C ≈ 113°F         |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.3.3 Resultado de especificación de bomba principal de amina

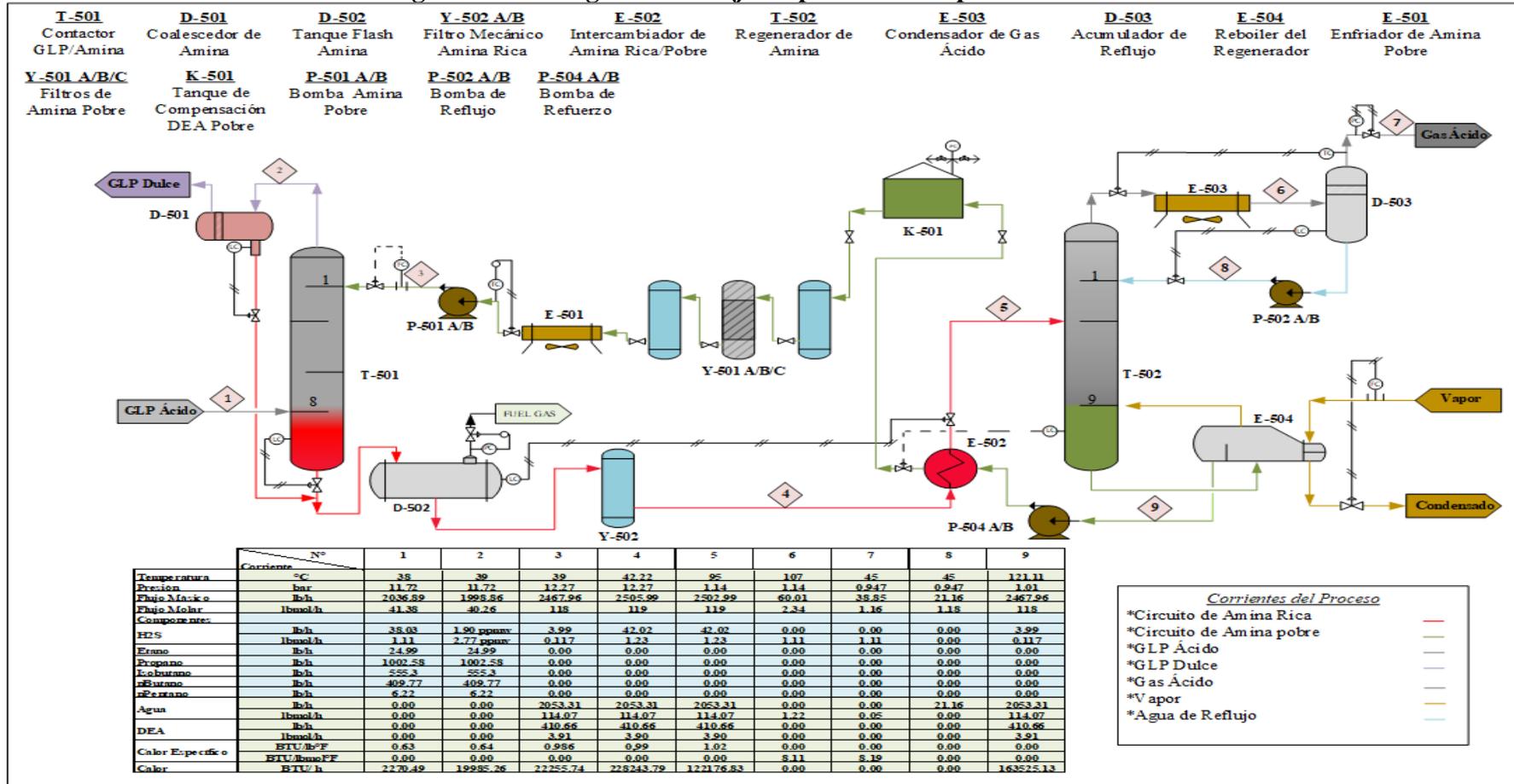
**Tabla N° 37 Especificación de bomba**

| <b>BOMBA PRINCIPAL DE AMINA</b> |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| Identificación                  | P-501 A/B       |
| <b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>     |                 |
| Tipo de Bomba                   | Rotatoria       |
| HP                              | 0,572           |
| Fluido que contiene             | DEA pobre       |
| Caudal                          | 4,95 gpm        |
| Temperatura                     | 39°C ≈ 102,2 °F |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.4 Diagrama de Flujo de procesos PFD

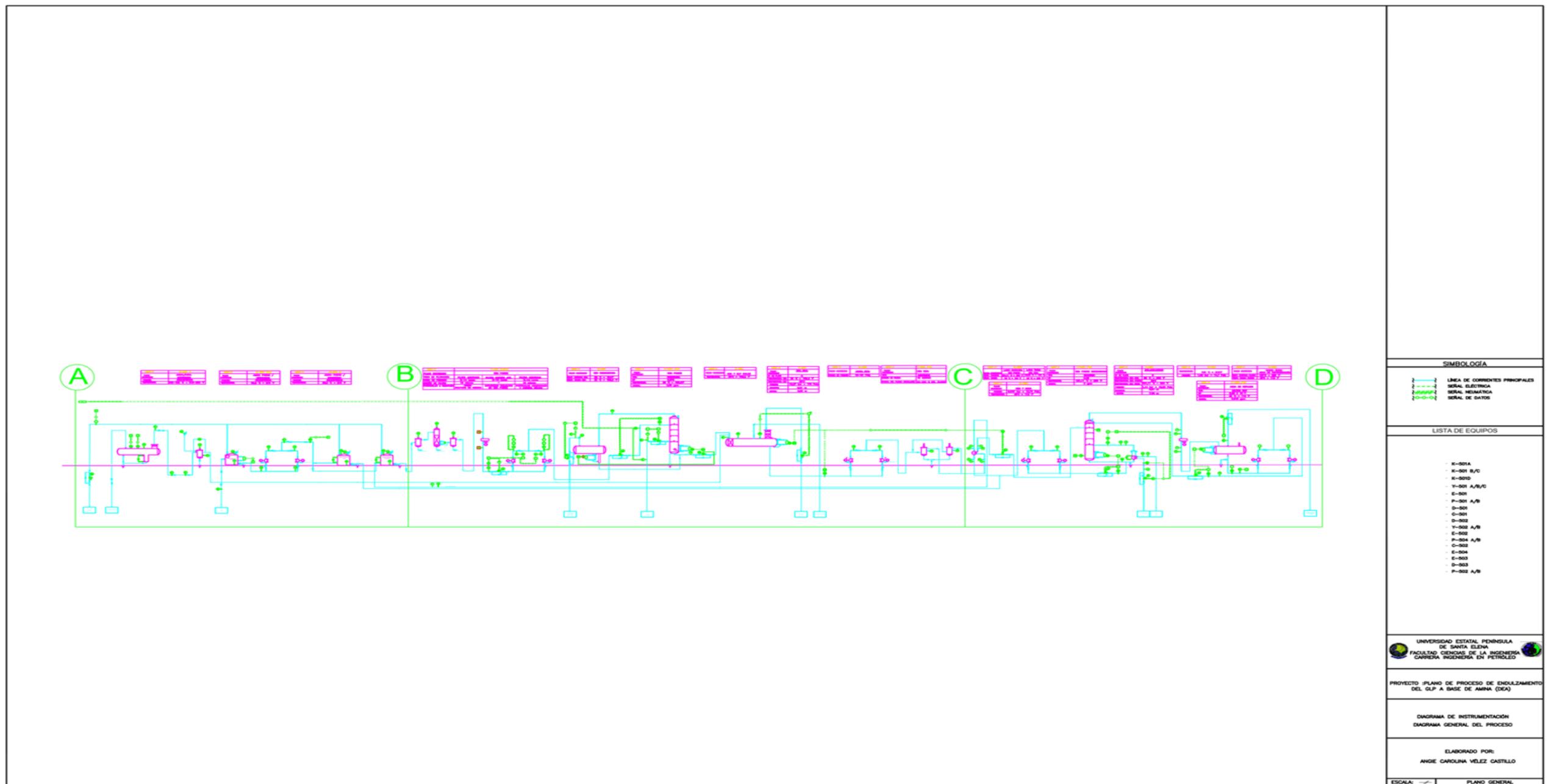
Figura N° 26 Diagrama de flujo de proceso de la planta de Amina



Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

#### 4.5 Diagrama de instrumentación de procesos P&IDS

Figura N° 27 Diagrama de instrumentación de la Planta de Amina



Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Para una mejor visualización del plano de endulzamiento con aminas para el GLP, será mostrado por secciones en el Anexo N° 5

#### 4.6 Presupuesto

**Tabla N° 38 Presupuesto de Equipos**

| Descripción                | Unidades | V. Unid  | Iva 12%    | Total        |
|----------------------------|----------|----------|------------|--------------|
| Contactador (vacío)        | 1        | \$11.000 | \$1.320    | \$12.320     |
| Platos de Válvula          | 8        | \$6.664  | \$799,68   | \$7.463,68   |
| Regenerador(vacío)         | 1        | \$36.000 | \$4.320    | \$40.320     |
| Platos de Válvula          | 9        | \$4.410  | \$529,20   | \$4.939,20   |
| Intercambiador amina/amina | 1        | \$8.007  | \$960,84   | \$8.967,84   |
| Enfriador de amina         | 1        | \$9.420  | \$1.130,40 | \$10.550,40  |
| Condensador                | 1        | \$9.420  | \$1.130,40 | \$10.550,40  |
| Reboiler                   | 1        | \$8.007  | \$960,84   | \$8.967,84   |
| Bomba Principal            | 1        | \$1.500  | \$180      | \$1.680      |
| Bomba Booster              | 1        | \$1.200  | \$144      | \$1.344      |
| Bomba de Reflujo           | 1        | \$223,50 | \$26,82    | \$250,32     |
| Total                      |          |          |            | \$107.353,68 |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Tabla N° 39 Presupuesto de tuberías**

| Descripción | Diámetro | Unidades | \$Valor Unid. | Subtotal | Iva 12% | Total    |
|-------------|----------|----------|---------------|----------|---------|----------|
| Tramo1      | 1 ½      | 65       | \$80          | \$5.200  | \$624   | \$5.824  |
| Tramo2      | 1 ¼      | 75       | \$55          | \$4.125  | \$495   | \$4.620  |
| Tramo3      | 1 ¼      | 35       | \$55          | \$1.925  | \$231   | \$2.156  |
| Tramo4      | 1 ¼      | 50       | \$55          | \$2.750  | \$330   | \$3.080  |
| Tramo5      | 1/8      | 25       | \$45          | \$1.125  | \$135   | \$1.260  |
| Tramo6      | 1 ¼      | 50       | \$55          | \$2.750  | \$330   | \$3.080  |
| Tramo7      | 3/4      | 60       | \$120,00      | \$7.200  | \$864   | \$8.064  |
| Total       |          |          |               |          |         | \$28.084 |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Tabla N° 40 Presupuesto de válvulas**

| Descripción          | Unidades | V. Unid. | Subtotal | Iva 12% | Total           |
|----------------------|----------|----------|----------|---------|-----------------|
| Válvula de Compuerta | 30       | \$900    | \$27.000 | \$3.240 | \$30.240        |
| Válvula de Globo     | 20       | \$600    | \$12.000 | \$1.440 | \$13.440        |
| Válvula Mariposa     | 30       | \$950    | \$28.500 | \$3.420 | \$31.920        |
| Válvula Seguridad    | 10       | \$1200   | \$12.000 | \$1.440 | \$13.440        |
| <b>Total</b>         |          |          |          |         | <b>\$89.040</b> |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Tabla N° 41 Presupuesto de instrumentación**

| Descripción              | Unidades | V. Unid  | Subtotal   | Iva 12%  | Total             |
|--------------------------|----------|----------|------------|----------|-------------------|
| Sensor de Presión        | 30       | \$130    | \$3.900    | \$468    | \$598             |
| Sensor Temperatura       | 30       | \$87,32  | \$2.619,60 | \$314,35 | \$401,67          |
| Sensor de Nivel          | 20       | \$115,14 | \$2.302,80 | \$276,34 | \$391,48          |
| Medidores de Presión     | 30       | \$121,54 | \$3.646,20 | \$437,54 | \$559,08          |
| Medidores de Temperatura | 30       | \$90     | \$2.700    | \$324    | \$414             |
| Medidores de Nivel       | 20       | \$269,04 | \$5.380,80 | \$645,70 | \$914,74          |
| <b>Total</b>             |          |          |            |          | <b>\$3.278,97</b> |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

**Tabla N° 42 Presupuesto general**

| Descripción     | Costo Total         |
|-----------------|---------------------|
| Equipo          | \$107.353,68        |
| Tuberías        | \$28.084            |
| Válvulas        | \$89.040            |
| Instrumentación | \$3.278,97          |
| <b>Total</b>    | <b>\$227.756,65</b> |

Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

## **CAPÍTULO V**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **5.1 CONCLUSIONES**

En la actualidad, el sistema de lecho fijo para el tratamiento del GLP que emplea Refinería La Libertad, refleja una saturación rápida del adsorbente, dando lugar a una mayor cantidad de pasivo ambiental y el riesgo de que el producto no cumpla con las especificaciones requeridas.

Se fundamenta teóricamente sobre el proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA) para el gas licuado de petróleo (GLP) según Kohl y Nielsen manifiestan que el tratamiento de GLP y gases basados sobre absorción con aminas son similares puesto que ambos implican el contacto de una fase de hidrocarburo de baja densidad (gas o líquido) con una fase pesada, líquida inmiscible (la solución acuosa de alcanolamina). Los gases ácidos de la fase hidrocarburo son transferidos a la fase acuosa, donde reacciona con la amina.

Se determina un sistema de absorción y regeneración cíclica de la DEA, realizando los respectivos balances de materia y energía, comprobándose la eficacia del tratamiento logrando retirar el 99 % de los gases ácidos presentes en la corriente del GLP, para que este cumpla con las especificaciones exigidas por la INEN 0675.

Analizados los resultados obtenidos de un tratamiento de endulzamiento a base de aminas (DEA), se obtienen las respectivas especificaciones de los componentes principales presentes en el proceso, que servirán como base para la selección de los equipos, respetando longitudes, diámetro y parámetros de diseño, aunque dichas especificaciones tendrán que ser analizadas y estudiadas a través de una ingeniería de detalle para que certifique los cálculos realizados.

## 5.2 RECOMENDACIONES

Reemplazar el sistema de lecho fijo para el tratamiento del gas licuado de petróleo empleado actualmente en Refinería La Libertad por el endulzamiento a base de aminas (DEA), por las ventajas que posee el sistema propuesto; produce un mínimo pasivo ambiental, retira el 99% de los gases ácidos presentes en la corriente de GLP y mantiene en las especificaciones requeridas el producto final.

Utilizar los equipos de regeneración de amina tanto para gases condensables e incondensables, debido a que el tratamiento de GLP y gases basados sobre absorción con aminas son similares, puesto que ambos implican el contacto de una fase de hidrocarburo de baja densidad (gas o líquido) con una fase acuosa (pesada).

Realizar la ingeniería de detalle, tomando como base este trabajo de investigación para que se certifiquen los resultados obtenidos en el proceso de endulzamiento a base de aminas (DEA).

## **Bibliografía**

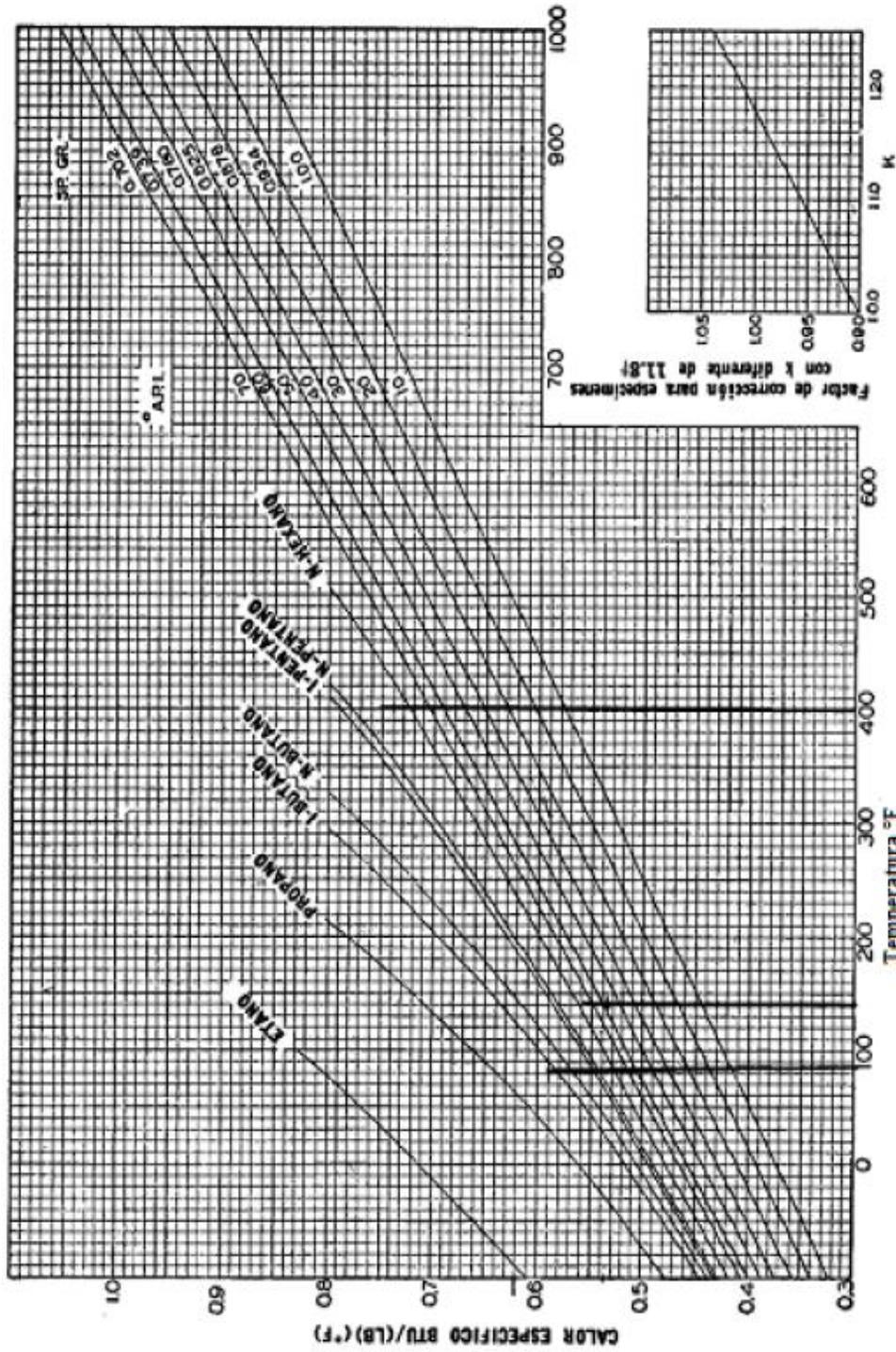
1. EP-PETROECUADOR. El petróleo en el Ecuador la nueva era petrolera Quito; 2013.
2. Carrascal P. Manual de Operaciones de la Planta Estabilizadora. La Libertad: EP Petroecuador, Proyectos; 2010.
3. Jimeno López C, Burgos Inesta J. El Petróleo el Recorrido de la Energía. Dirección General de Industria, Energía y Minas. 2007 Febreo.
4. Estrada Heredia R, Pari Ticona AL, Quintana Ticona CM. Refinación del Petróleo. primera ed. Bolivia : Special ; 2009.
5. Escuela Superior Politecnica del Litoral. El Petroleo Crudo. Académico. Guayaquil :, Ingeniería; 2011.
6. MathPro. Introducción a la Refinación del Petróleo y Producción de Gasolina y Diésel con Contenido Ultrabajo de Azufre. Maryland : The International Council On Clean Transportation, Economía de la Energía ; 2011.
7. Dubois RA. Introducción a la Refinación del Petróleo Su Historia la Tecnología y su Desarrollo. Primera Edición ed. Buenos Aires: Eudeba; 2010.
8. J.P W. El Refino del Petróleo : Diaz de Santos; 2005.
9. Leiva S C, Alvarado F, Camacho A. Situación del Gas Licuado de Petróleo en Costa Rica. Ministerio del Ambiente y Energía Dirección Sectorial de Energía. 2011 Mayo.
10. Kraus SR. Patrónimo y Gas Natural. Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo. 2009 Julio.
11. Urpí LLuch J. Tecnología y Margen de Refino del Petróleo Madrid: Interfase IQ; 2011.
12. Osinergmin. Producción del GLP Lima: [www.osinerg.gob](http://www.osinerg.gob); 2010.
13. Gnvblog. Características de los Gases Licuados de Petróleo Lima: [www.gnvblog.wordpress.com](http://www.gnvblog.wordpress.com); 2012.
14. Zhagn Y. Validation of acid gas cleaning in aspen HYSYS for liquid hydrocarbons. Aspen Technology. 2016.

15. Camacho Muñoz E, Grau Rios M. Ingeniería Química Madrid: ISBN; 2013.
16. Perez HA. Adsorción. In Operaciones unitarias. Estados Unidos; 2010. p. 11.
17. Treybal RE. Operaciones de Transferencia de Masa. Segunda ed. Buenos Aires: McGraw.Hill; 2009.
18. McCabe WL, Smith JC, Harriot P. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta ed. Buenos Aires: McGraw-Hill; 2011.
19. Kohl, L A, Nielsen RB. Gas Purification. 5th ed. Houston, Texas: Gulf Publishing Company; 1997.
20. Ávila S, López M, Yépez R. Análisis del proceso de edulzamiento del gas ácido asociado al crudo del campo Urdaneta oeste del lago de Maracaibo. Investigación. Venezuela: Universidad de Zulia , Investigación Tecnológica; 2013 Diciembre.
21. National Renewable Energy Laboratory. Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with a Detailed Analysis of an MDEA System. MDEA Process Analysis. 2009 Septiembre.
22. UOP A Honeywell Company. Amine Unit. General Operating Manual. 2012 Noviembre.
23. León Estrada JM. Diseño y Cálculo de Recipientes a Presión Mexico ; 2001.
24. Amine Best Practices Group. Amine Best Practices Guide. Basic Prctices Guidelines. 2007 Mayo.
25. Mauricio A. Endulzamiento del Gas Natural Buenos Aires; 2008.
26. The Down Chemical Company. Down Oil & Gas. In Soluciones para la industria del petróleo y del gas; 2016; Venezuela. p. 41.
27. Sánchez RJ. Diseño de un Proceso de Endulzamiento de Gas Natural con Amina Impedida Estéricamente Maracaibo: Universidad de Zulia; 2008.
28. Charles R P. Amine Gas Treating. Perry Gas Processors. 2012 Mayo.
29. Golzman F. Curso de Tuberías Industriales Argentina; 2013.
30. ASME B31.3. Tuberías de procesos. Segunda ed. Estados Unidos: The American Society of Mechanical Engineers; 2011.

31. Sánchez , Sánchez JA. Control Avanzado de Procesos Madrid: Diaz Santos; 2013.
32. Company CRaT. Light Hydrocarbon Processing Team. Amine Treating Best Operating Practices Resource Guide. 2004 Julio .
33. The Engineering ToolBox. PFD Diagram Madrid: [www.engineeringtoolbox.com](http://www.engineeringtoolbox.com); 2014.
34. Medina J, Martínez N. Gas Licuado de Petróleo-Requisitos. NTE INEN 675. 1977 Junio.
35. Maddox RN. Gas Conditioning and Processing. Tercera ed. Oklahoma, EEUU: Campbell Petroleum Series ; 2005.
36. Published as a service to the gas processing and related process industries. Gas Processors Suppliers Association. Veinte ed. Oklahoma: Gas Processors Association; 2004.

# **ANEXOS**

Anexos N° 1 Calor específico de hidrocarburos líquidos



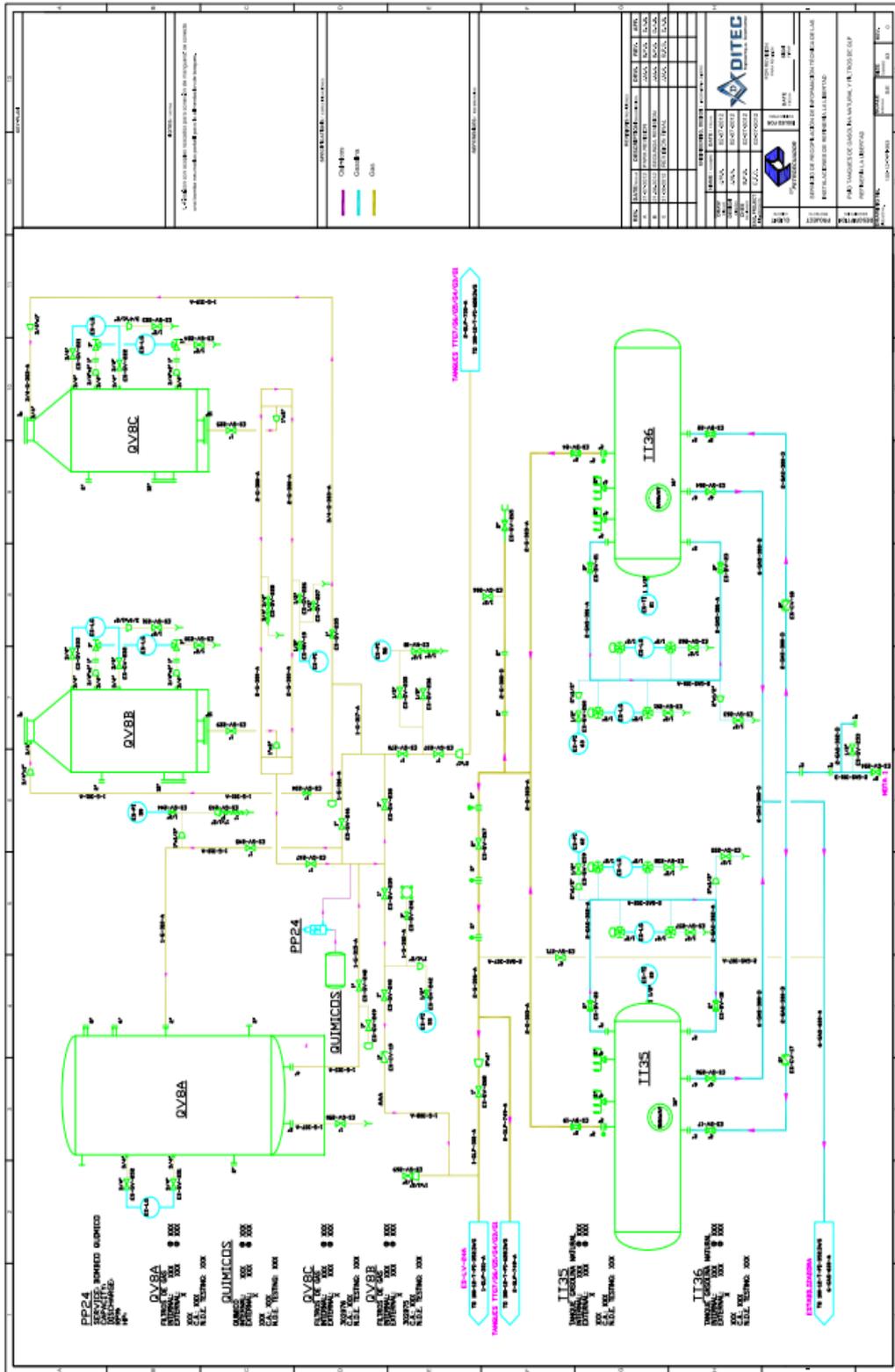
Calores específicos de hidrocarburos Líquidos. [Holcomb & Brown, Ind. Eng. Chem, 34, 505 (1942)]

+k = Factor de caracterización

Fuente: GPSA Engineering data book



### Anexos N° 3 Filtros de lecho fijo para el tratamiento GLP



## Anexos N° 4 Proforma de valores de las bombas y tuberías

SEATEC S A  
 Eleodoro Solorzano entre 17 y 18  
 04-2781835 - 042786321

**Cotizacion :** 326,863.00

Cliente : VELEZ CASTILLO ANGIE  
 C. I. Ruc : 2400235558  
 Dirección : BARRIO 25 DE SEPTIEMBRE  
 Teléfono : 0967981074 -  
 Ciudad : La Libertad Zona : Guayas

Vendedor : DOMINGUEZ YAGUAL JONATHAN

| Fecha      | Forma Pago | Vence el   | Observacion |  |  |  |
|------------|------------|------------|-------------|--|--|--|
| 13/12/2017 | Efectivo   | 13/12/2017 |             |  |  |  |

| Bga    | Descripción                                   | Cantidad | Pr. Unitario | % Desc. | Total    |
|--------|---|----------|--------------|---------|----------|
| E20768 | Bomba 1/2 HP Pedrolo acero inoxidable JCRM/1C | 1.00     | 223.50       | 20.00   | 178.80 I |
| M20299 | Bushing ACERO INOX. 1*3/4                     | 1.00     | 1.83         | 0.00    | 1.83 I   |
| M17717 | codo acero inox. 1" x 90°                     | 1.00     | 2.98         | 0.00    | 2.98 I   |
| M21786 | Cruz ACERO INOX. 1"                           | 1.00     | 5.46         | 0.00    | 5.46 I   |
| M21979 | neplo ACERO INOX 1 *3                         | 1.00     | 2.08         | 0.00    | 2.08 I   |
| A15327 | neplo ACERO INOX 1 *4                         | 1.00     | 3.07         | 0.00    | 3.07 I   |
| g21882 | neplo ACERO INOX 1 *6                         | 1.00     | 3.70         | 0.00    | 3.70 I   |
| A1692  | neplo ACERO INOX 1 c/cintura perdido          | 1.00     | 2.52         | 0.00    | 2.52 I   |
| M21777 | neplo flex ACERO INOX. 1"                     | 1.00     | 3.18         | 0.00    | 3.18 I   |
| A20110 | NUDO ACERO INOX ROSC 1" NPT                   | 1.00     | 6.67         | 0.00    | 6.67 I   |
| M21579 | tapon hembra ACERO INOX. 1"                   | 1.00     | 1.77         | 0.00    | 1.77 I   |
| M21772 | tapon macho ACERO INOX. 1"                    | 1.00     | 1.61         | 0.00    | 1.61 I   |
| M20109 | union acero inox. 1"                          | 1.00     | 2.27         | 0.00    | 2.27 I   |
| M18193 | Tubo Acero inoxidable 1"x 2mmx 6mt (unidad)   | 1.00     | 70.00        | 0.00    | 70.00 I  |

VALIDEZ 1 DIAS. PREVIA CONFIRMACION DE STOCK

Trescientos veinte 25/100 Dólares Americanos

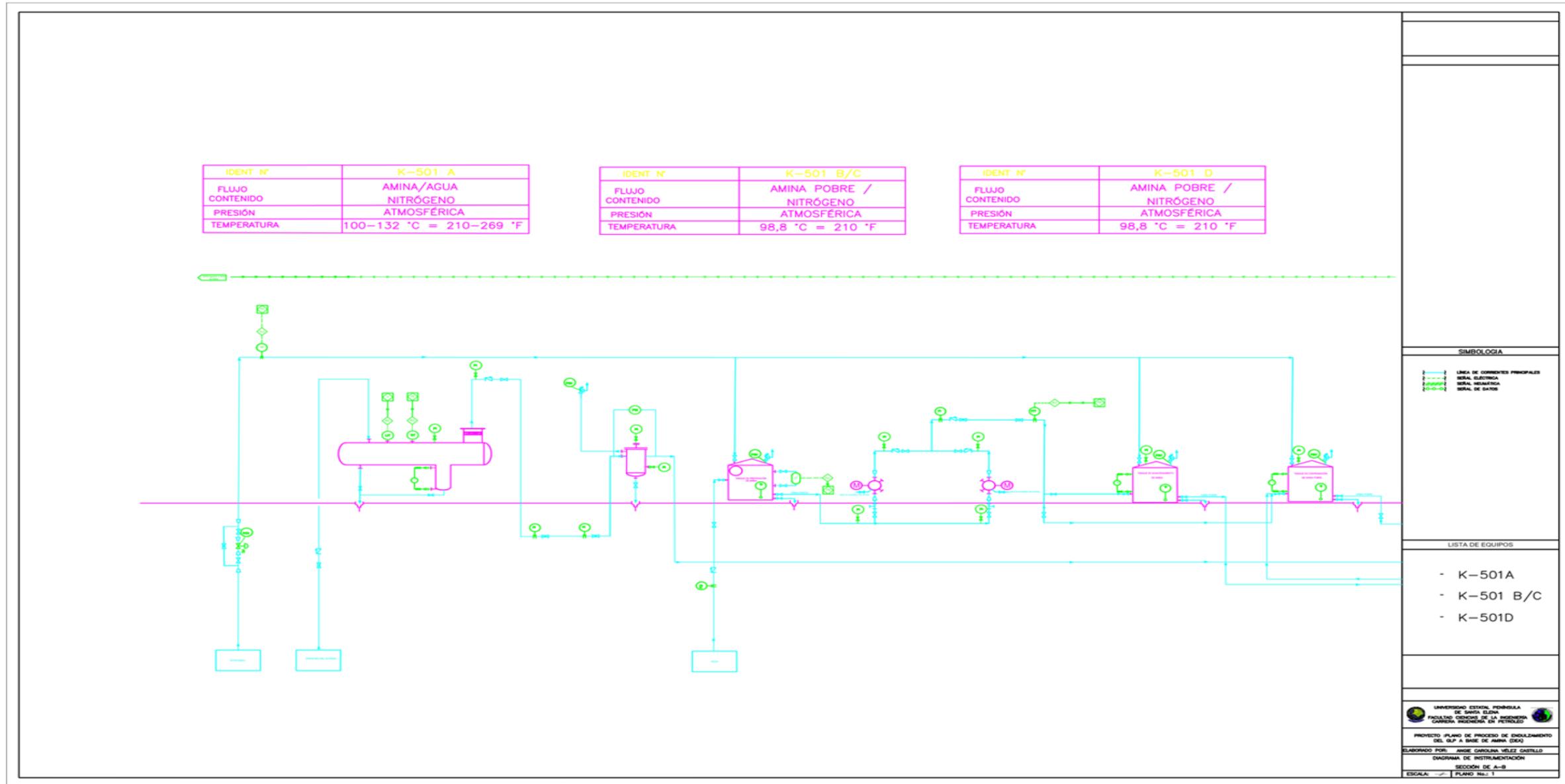
|               |        |        |
|---------------|--------|--------|
| Sub Total     | :      | 285.94 |
| Descuento     | % 0.00 | 0.00   |
| Iva           | %12.00 | 34.31  |
| Total A Pagar | :      | 320.25 |

Elaborado

Revisado

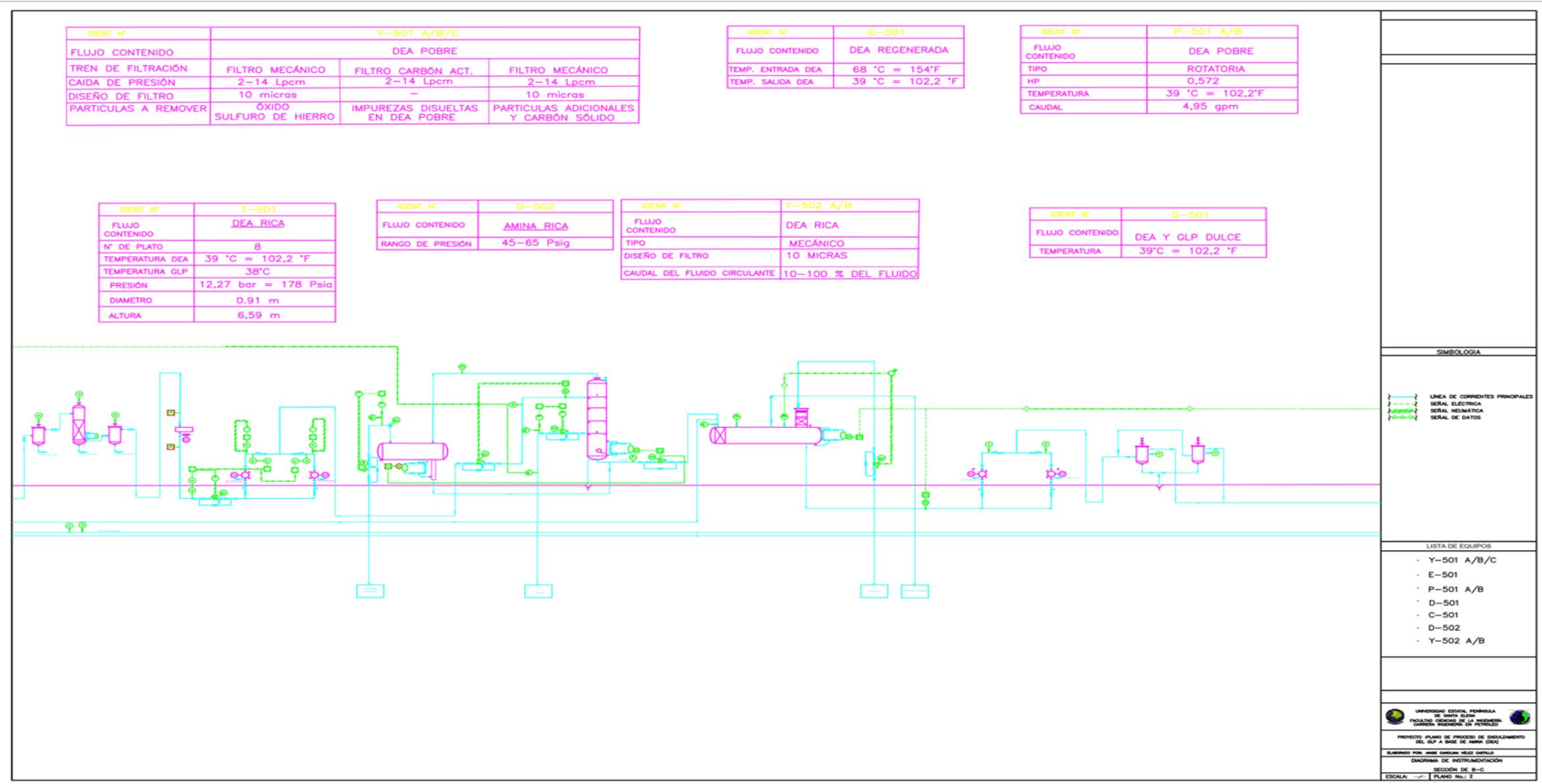
Aceptado Cliente

Anexos N° 5 Sección (A-B) del plano de la planta de endulzamiento de GLP



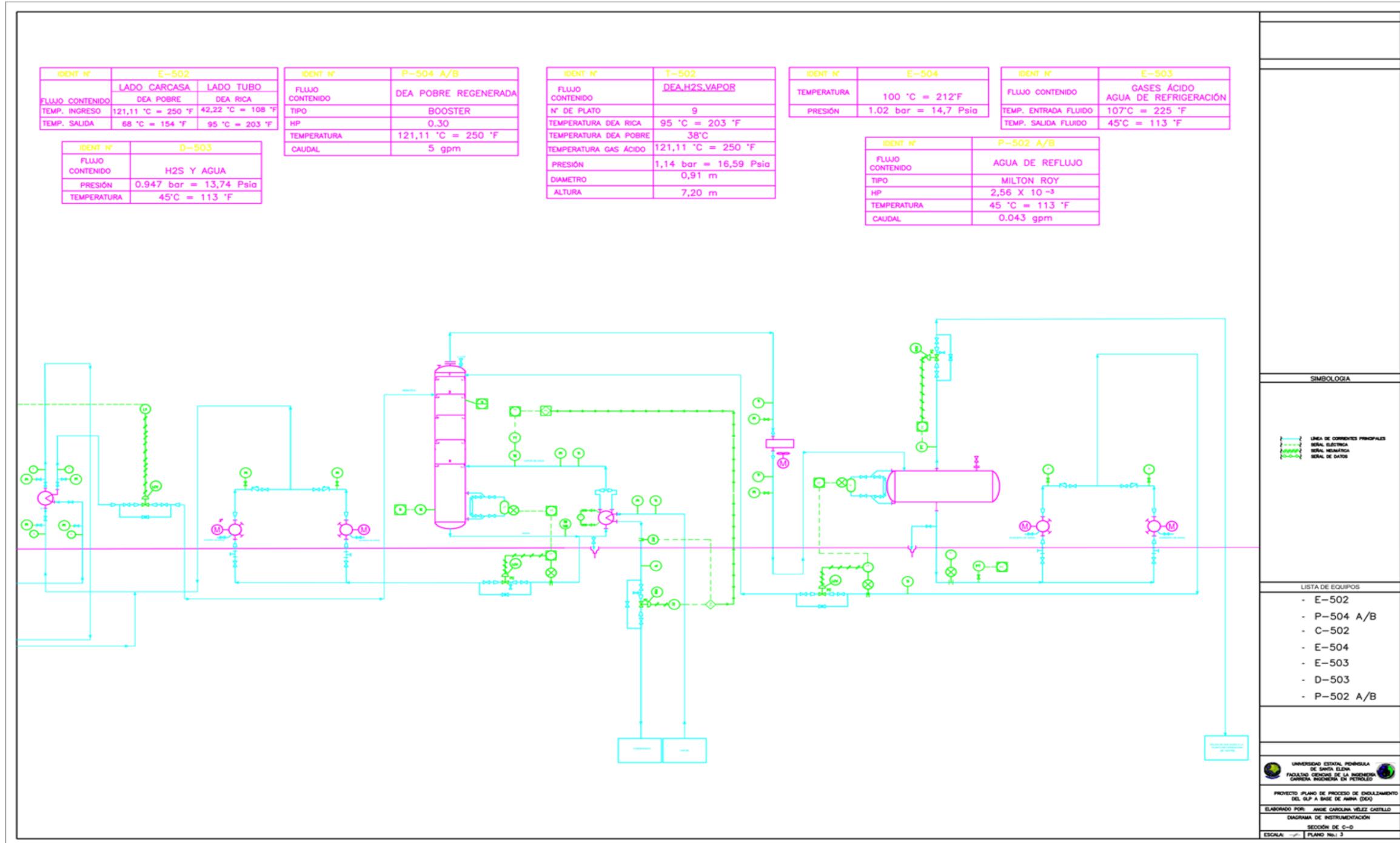
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

### Sección (B-C) del plano de la planta de endulzamiento de GLP



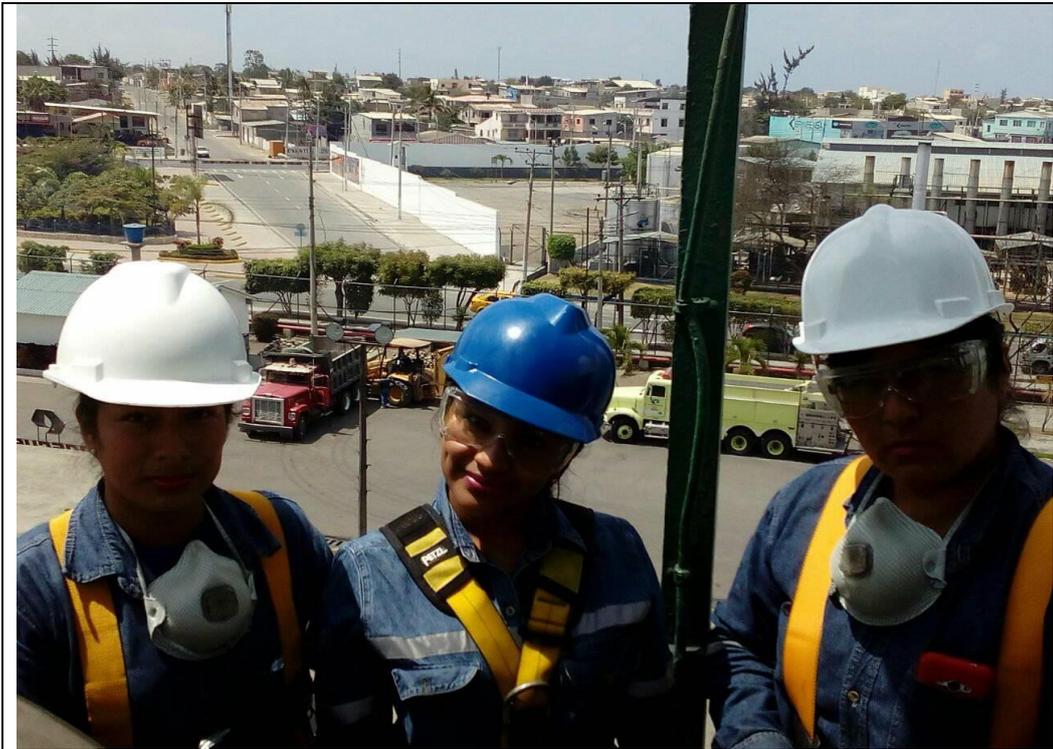
Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Sección (C-D) del plano de la planta de endulzamiento de GLP



Elaborado por: Angie Carolina Vélez Castillo

Anexos N° 6 Fotografías



En la Torre Universal de la Refinería La Libertad



Visita al tanque de almacenamiento de GLP Refinería La Libertad



Socializando el Tema “PROCESO DE ENDULZAMIENTO A BASE DE AMINAS (DEA) PARA EL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP), DE REFINERÍA LA LIBERTAD”, Izquierda a derecha: Ing. Marco Paucar, Ing. Ricardo Rodríguez y el Ing. Antonio Morato.



Tomando muestra de Gasolina de los filtros – Refinería La Libertad



Visita a los filtros de lecho fijo para el tratamiento de GLP en Refinería La Libertad



Levantamiento de información de los diagramas de instrumentación en la refinería La Libertad



Con el Sr. Harry Láinez, Tablerista de La Refinería La Libertad. Observando la producción diaria de la planta.



Con el Ing. Marco Paucar. Tutor de la refinería La Libertad