



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

**“PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y
FRACCIONAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE FUENTES NO
CONVENCIONALES (LUTITAS) PARA SU APROVECHAMIENTO
EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA.”**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A
GALVAN CACIQUE LUIS ERIC**

DIRECTOR DE TESIS:
DR. MARIANO PÉREZ CAMACHO

ASESOR DE TESIS:
M. EN I. FLORENCIO JIMÉNEZ JIMÉNEZ

CIUDAD DE MÉXICO (2018).





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

*Por mi rana
hablará el espíritu*



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN
ESCOLAR
PRESENTE.

Comunico a usted que al alumno(a) Galván Cacique Luis Eric. con número de cuenta 41308607-3 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 12 del mes de Enero de 2018 a las 11:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	M. EN I. CRESENCIANO ECHAVARRIETA ALBITER
VOCAL	DR. MARIANO PÉREZ CAMACHO
SECRETARIO	M. EN I. ELISA BLANCA VIÑAS REYES
*SUPLENTE	M. EN I. FLORENCIO JIMÉNEZ JIMÉNEZ
SUPLENTE	DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMÍNGUEZ

[Handwritten signatures]
 HARRIDO PÉREZ CAMACHO
 [Signature]
 [Signature]

El título de la tesis que se presenta es: "Propuesta de acondicionamiento y fraccionamiento de gas proveniente de fuentes no convencionales (lutitas) para su aprovechamiento en la industria petroquímica".

Opción de Titulación: Convencional

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
México, D. F. a 30 de Noviembre de 2017

DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ
DIRECTOR

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA
DIRECCIÓN

Vo.Bo.

[Handwritten signature]
I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
JEFA DE LA CARRERA DE I.Q.

RECIBI:

OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES
Y DE GRADO

*El desarrollo del hombre depende
fundamentalmente de la invención. Es el
producto más importante de su cerebro creativo.
Su objetivo final es el dominio completo de la
mente sobre el mundo material y el
aprovechamiento de las fuerzas de la naturaleza
a favor de las necesidades humanas*

Nikola Tesla

Agradecimientos

Al Dios por su amor que regocija mi alma, por ser mi pilar, mi fuerza y quien mi guía con sabiduría.

Al Dr. Mariano Pérez Camacho por su gran vocación que marco mi vida universitaria, paciencia, dedicación y Valioso asesoramiento que me alentó a seguir adelante cuando estaba por darme por vencido, me escucho y apoyo,

Al M. en S. Florencio Jiménez Jiménez por su confianza, por la oportunidad de realizar este trabajo con su apoyo y paciencia, así como las enseñanzas, consejos, motivaciones, su tiempo, sus charlas y experiencias compartidas que posibilitaron, estimularon y enriquecieron mi vida profesional.

Al Ing. Alberto Aguilar Patiño por su enorme comprensión, valiosa amistad, compañía, confianza y experiencia depositada en mi durante el momento más valioso en mi vida profesional. Con admiración y respeto.

Al la Universidad Nacional Autónoma de México, UNAM la cual llevo en el corazón, quien medio y brindo todo su apoyo, la que me formo y me dio el más grande regalo. . . el conocimiento.

Al Instituto Mexicano del Petróleo IMP por abrirme las puertas y darme las condiciones para la realización de este trabajo. Por la oportunidad de conocer a grandes personas, por los conocimientos y experiencias adquiridas en éste centro durante mi estancia.

*Un agradecimiento a los proyectos **PAPIT 1A106818** y **PAPIME PE105518** por su gran apoyo para la realización de este trabajo.*

A los sinodales por el tiempo invertido en la revisión de esta tesis, correcciones y comentarios para su mejora.

*M. en S. Crescenciano Echedarrieta Albiter
Dr. Francisco Vidal Caballero Domínguez
M. en S. Elisa Blanca Viñas Reyes*

Dedicatorias

A mi madre Gabriela Cacique Chavez quien me han heredado el tesoro más valioso que puede dársele a un hijo: amor. quien, sin escatimar esfuerzo alguno, ha sacrificado gran parte de su vida para formarme y educarme. quien la ilusión de su vida ha sido convertirme en persona de provecho. quien nunca podré pagar todos sus desvelos ni aún con las riquezas más grandes del mundo. Por esto y más... Gracias

A mi padre Andres Galvan Huerta sabiendo que jamás existirá una forma de agradecer una vida de lucha, sacrificio y esfuerzo constantes, sólo deseo que entiendas que el logro mío, es el logro tuyo, que mi esfuerzo es inspirado en ti, y que mi único ideal eres tú. Con admiración y respeto.

A mis hermanos que gracias a ellos adquirí el don de la paciencia y la reflexión, por compartir alegrías y tropiezos de los cuales salimos triunfadores, por su confianza y por permitirme estar en sus vidas, los amo a todos y cada uno, Siempre están en mi vida.

Maria Anahi Galvan Cacique

Enrique Ivan Galvan Cacique

Omar Galvan Cacique



CONTENIDO

	Contenido General	i
	Lista de Tablas	iii
	Lista de Figuras	iv
	Nomenclatura	vii
	Introducción	ix
	Justificación	xii
	Objetivos	xv
	Conceptos	1
I.	Hidrocarburos gaseosos	2
I.I	Origen del gas	3
I.II	Clasificación del gas	3
I.II.I	Tipos de ocurrencia en el depósito	3
I.II.II	Según el yacimiento	5
I.III	Tipos de reservas no convencionales	6
Capítulo 1	Gas de lutitas (Gas Shale)	9
1.1	Características del gas de lutitas	10
1.2	Composición	12
1.3	Reservas del gas de lutitas en el mundo	14
1.4	Potencial del gas de lutitas en México	17
Capítulo 2	Esquemas de procesamiento de Gas	22
2.1	Procesamiento de gas	23
2.2	Endulzamiento de gas	24
2.3	Sistemas de Separación Criogénica	36



CONTENIDO (Continuación)

Capítulo 3	Planteamiento del procesamiento del Gas Shale mediante simulación de procesos.	47
3.0	Planteamiento de procesamiento	48
3.1	Bases conceptuales de diseño de proceso	48
3.1.1	Función de las plantas endulzadora y criogénica	48
3.1.2	Tipo de proceso	49
3.1.3	Determinación de la capacidad de la planta	49
3.1.4	Especificaciones de la alimentación	50
3.1.5	Especificaciones de los productos	51
3.2	Sección de Endulzamiento	52
3.2.1	Descripción de Endulzamiento	54
3.2.2	Descripción y Características de las secciones contenidas	57
3.3	Sección de Separación Criogénica	82
3.3.1	Descripción de Separación Criogénica	84
3.3.2	Descripción y características de las secciones contenidas	87
Capítulo 4	Análisis y conclusiones	109
4.1	Análisis	110
4.1.1	Endulzamiento	110
4.1.2	Separación Criogénica	112
4.2	Conclusiones	114
	Bibliografía	115



LISTA DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
1.1	Composición de yacimientos de gas de lutitas en Estados Unidos	12
1.2	Reservas de Gas Shale en el mundo en Billones de pies Cúbicos (Tcf)	15
1.3	Estimaciones de reservas totales 3P presenta Pemex al 01 de enero del 2012	19
1.4	Integración de las reservas por región (mmbpce) al 1 de enero de 2012	20
1.5	Integración de las reservas por región- Gas (mmmpc)	20
1.6	Contribución de reservas por región y activo (mmmpc)	21
3.1	Producción de yacimientos en Estados Unidos en Millones de pies cúbicos diarios (mmpcd)	49
3.2	Composición de la corriente de gas no convencional	50
3.3	Condiciones de Alimentación en límites de Batería	50
3.4	Especificación de productos	51
3.5	Condiciones de los Productos en Límites de Batería	51
4.1	Balance de masa y Energía de Endulzamiento	110
4.2	Balance de masa y Energía de Separación Criogénica.	112



LISTA DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
I.I	Sistemas Petrolíferos y lutita generadora	6
I.II	Tipos de yacimientos no convencionales generalizados	7
I.III	Tipos de yacimientos en función de la permeabilidad	8
1.1	Recursos convencionales y no convencionales	11
1.2	Yacimientos de gas de lutitas en Estados Unidos	13
1.3	Distribución de Gas Shale en el Mundo	14
1.4	Regiones de yacimientos de gas de lutitas en México	18
2.1	Procesos Industriales en los complejos procesadores de gas.	23
2.2	Esquema típico para endulzamiento con alcanolamina.	30
2.3	Esquema simple para la recuperación de NGL.	39
2.4	Esquema de recuperación de NGL con rehervidor de gas de carga.	41
2.5	Esquema de recuperación de NGL con un solo rehervidor de gas de carga.	42
2.6	Esquema de recuperación de NGL con refrigeración externa.	43
2.7	Esquema de recuperación de NGL con dos expansores y refrigeración externa	44
3.1	Procesos Industriales en los complejos procesadores de gas	52
3.2	Diagrama de flujo de proceso, DFP sección de endulzamiento de gas con MEA	56
3.3	Reproducción de la sección de endulzamiento (Simulación a partir de Pro/II)	57
3.4	Separador de hidrocarburos condensables	59



LISTA DE FIGURAS (Continuación)

Figura	Descripción	Página
3.5	Comportamiento de separador de hidrocarburos condensables	60
3.6	Torre de absorción de gases ácidos	61
3.7	DFP, endulzamiento de MEA mostrando las principales áreas de corrosión	62
3.8	Porcentaje mol de CO ₂ en gas dulce en función de las etapas de absorción	63
3.9	Flujo de gas dulce en función de las etapas de absorción	64
3.10	Fracción molar de líquido en la torre absorción	65
3.11	Fracción molar de gas en la torre absorción	66
3.12	tanque acumulador de MEA rica	67
3.13	Comportamiento de acumulador de MEA rica	68
3.14	Filtro de MEA rica	69
3.15	Intercambiador MEA rica/ MEA pobre	70
3.16	Perfil de temperaturas en el intercambiador MEA rica/ MEA pobre	71
3.17	Torre regeneradora de MEA	72
3.18	Gas Ácido en función del número de etapas de la torre regeneradora de MEA	74
3.19	CO ₂ en MEA pobre en función del número de etapas de la torre regeneradora de MEA	75
3.20	CO ₂ en MEA pobre en función de la etapa de alimentación de la torre regeneradora de MEA	76
3.21	Fracción molar de líquido en la torre regeneradora	77
3.22	Fracción molar de vapor en la torre regeneradora	78
3.23	Reposición de MEA	79
3.24	Enfriamiento de MEA pobre	80
3.25	Filtro de MEA pobre	81



LISTA DE FIGURAS (Continuación)

Figura	Descripción	Página
3.26	Consumo, Producción e Importación de Gas en México	82
3.27	Operaciones Básicas de un Proceso Criogénico	83
3.28	Diagrama de flujo de proceso Separación Criogénica	86
3.29	Reproducción de la sección Criogénica (Simulación a partir de Pro/II)	87
3.30	Sección de Compresión	89
3.31	Comportamiento en la sección de compresión	90
3.32	Sección de Deshidratación	91
3.33	Sección de Enfriamiento	92
3.34	Tren de enfriamiento de la sección Criogénica	94
3.35	Separación simple	95
3.36	Turbo- Expansión	96
3.37	Comportamiento de la separación simple y expansión	98
3.38	Torre desmetanizadora	99
3.39	Porcentaje mol de metano en función de las etapas de la torre desmetanizadora	100
3.40	Porcentaje mol de etano en función de la alimentación de la torre desmetanizadora	101
3.41	Fracción molar de vapor en la torre desmetanizadora	102
3.42	Fracción molar de líquido en la torre desmetanizadora	103
3.43	Torre desetanizadora	104
3.44	Porcentaje mol de etano en función de las etapas de la torre desetanizadora	105
3.45	Porcentaje mol de propano en función de las etapas de la torre desetanizadora	106
3.46	Fracción molar de vapor en la torre desetanizadora	107
3.47	Fracción molar de líquido en la torre desetanizadora	108



NOMECLATURA

Abreviatura	Significado
%	Porcentaje
ppm	Partes por Millón
PEMEX	Petróleos Mexicanos
CFE	Comisión Federal de Electricidad
EIA	Administración de información de Energía de E.U.A
DOE	Departamento de Energía de E.U.A
Tcf	Billones de pies cúbicos
CNH	Comisión Nacional de Hidrocarburos
mmpcd	Millones de pies cúbicos diarios
mmpcd	Miles de Millones de pies cúbicos diarios
mmpcdgne	Millones de pies cúbicos diarios de gas natural equivalente
mmbpce	Millones de barriles de petróleo crudo equivalente
SENER	Secretaria de energía
C1	Metano
C2	Etano
C2 +	Etano más líquido de gas natural
C3	Propano
C3 +	Propano más Líquido de gas natural
i-C4	Iso Butano
n-C4	N Butano
i-C5	Iso Pentano
n-C5	N pentano
C6	Hexano
C7	Heptano
H ₂ S	Ácido sulfhídrico
CO ₂	Dióxido de carbono
HE	Helio
N ₂	Nitrógeno
COS	Sulfuro de Carbonilo



NOMECLATURA (Continuación)

Abreviatura	Significado
CS ₂	Sulfuro de carbono
K ₂ CO ₃	Carbonato de Potasio
K ₃ PO ₄	Trifosfato de Potasio
Na ₂ CO ₃	Carbonato de sodio
Fe ₂ O ₃	Óxido de hierro
GPM	Galones por mil pies cúbicos normales de gas
mD	Micro Darcy
TOC	Contenido de carbón orgánico total
NGL	Líquido de gas natural (C ₂ +)
LPG	Gas licuado de petróleo (C ₃ y C ₄)
LNG	Gas Natural licuado
MEA	Monoetanolamina
DEA	Dietanolamina
TEA	Trietanolamina
lb/in ²	Libras por pulgada cuadrada
ft/s	Pies por segundo
°F	Grados Fahrenheit
°C	Grados Celsius
K	Grados Kelvin
%mol	Porcentaje mol
Kcal/h	Kilo calorías por hora
SCF/gal	Pies cúbicos estándar por galón
CBM	Gas de Carbón
1P	Reserva probada
2P	Reserva probada + Reserva Probable
3P	Reserva probada + Reserva Probable + Reserva posible



INTRODUCCIÓN



Introducción

Los hidrocarburos ligeros como metano y etano constituyen una de las más abundantes fuentes energéticas para el crecimiento industrial del país.

La mezcla de gas natural convencional está principalmente compuesta por metano el cual es, en primera instancia utilizado para la producción de energía eléctrica, cuya demanda está en constante ascenso como a continuación se indica: según el consumo de combustibles en centrales eléctricas de la Comisión Federal de Electricidad., el consumo de gas en 2014 fue de 503.9 Millones de Tera Joules, que representaron el 40% total de los combustibles utilizados, mientras que en 2015 fue de 577.0 Millones de Tera Joules que representaron el 44% de los combustibles utilizados¹. Se muestra un aumento del 4% en el uso de este combustible principalmente por la eficiencia y la ayuda en materia de reducción de emisiones de gas de efecto invernadero.

El etano es recuperado de la mezcla de hidrocarburos gases esencialmente de gas natural para el único fin de ser transformado mediante diferentes tecnologías en etileno y posteriormente en sus diferentes derivados como lo es el polietileno ya que tiene un gran impacto en la industria petroquímica debido a su aplicación en productos útiles, resistentes además de baratos, ampliamente utilizados en la vida cotidiana, se estimó que a partir del 2007 la demanda de etileno en México crecería de manera anual aproximadamente 5%² como consecuencia del aumento de la producción de derivados de etileno, por lo cual es crucial obtener fuentes de alimentación de esta materia prima.

Estas dos materias primas esenciales tanto para la demanda energética como la demanda de productos, se obtienen de una mezcla de hidrocarburos gaseosos proveniente del gas natural de yacimientos convencionales y potencialmente de gas de lutitas (*Gas Shale*).

¹ Comisión Federal de electricidad "Informe anual 2015", Diciembre 2015.

² Dirección corporativa de operaciones "*Perspectivas del etano en PEMEX*", 4 mayo 2007.



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



El gas de lutitas también llamado *gas "Shale"* es un gas proveniente de yacimientos no convencionales. Los yacimientos no convencionales son aquellos en donde los hidrocarburos tanto líquidos como gases remanentes son generados por piedras ricas en componentes orgánicos se quedan atrapados entre rocas de poca permeabilidad. El *Gas Shale* se caracteriza por que los hidrocarburos están atrapados en rocas de tipo caliza.

En México se tienen registros de grandes yacimientos de este tipo, de acuerdo con un estudio de la *Energy Information Administration (EIA)* del *Department of Energy (DOE)* de los Estados Unidos de América es estiman que México cuenta con recursos potenciales de Gas de Lutitas en orden de 681 billones de pies cúbicos (Tcf)³.

El presente proyecto se enfocará en el tratamiento de gas de lutitas proveniente de yacimientos no convencionales para su aprovechamiento en la industria Petroquímica, así como los criterios de ingeniería necesaria para el establecimiento del procesamiento según las características de la materia prima de manera adecuada, eficiente y segura.

³ Comisión Nacional de Hidrocarburos "Análisis de Información de las Reservas de Hidrocarburos de México al 1 de enero del 2012", 2012.



JUSTIFICACIÓN



Justificación

México se ha caracterizado por la gran cantidad de hidrocarburos formados en su territorio y algunos de los cuales han sido extraídos de sus grandes yacimientos de manera convencional, sin embargo, en los últimos años pese a la demanda cada vez mayor de petrolíferos, se observa año con año una menor producción de aceite crudo proveniente de los yacimientos y plataformas marítimas nacionales. Uno de los factores que contribuyen a esto es la edad de los yacimientos, ya que muchos se encuentran en una edad madura, además de la situación tanto política como económica que afronta el país, que ha dado paso a la importación de gas cada vez mayor de Estados Unidos hacia México.

En 2015 la demanda de combustibles fósiles a nivel nacional alcanzó un volumen de 17,115.00 millones de pies cúbicos diarios de gas natural equivalente (mmpcdgne) lo que representó un incremento de 1.7 % respecto a 2014. Por su parte, el gas natural tuvo una participación de 43.8% con un volumen de 7,504.1 Millones de pies cúbicos diarios (mmpcd). Bajo este contexto, la demanda nacional de gas natural se incrementó en 4.1% respecto a 2014.

Por otra parte, la demanda de gas natural según SENER en 2030 se incrementará 20.3% respecto a 2015, alcanzando un volumen de 9,030.4 mmpcd, pero según las prospectivas de SENER existe una decaída en la producción de fuentes convencionales, en donde en el escenario máximo en 2030 se estima que la producción disminuya 51.1% correspondiente a un volumen de 2,691.8 mmpcd y en el escenario mínimo disminuya 15.9% respecto a 2015 con un volumen 4,628.2 mmpcd⁴.

Por lo cual se busca otras alternativas para lograr la independencia energética además de la segura obtención de etano, una propuesta atractiva es: el gas de lutitas (*Gas Shale*) que son recursos de reservas no convencionales que no han sido explotadas en México y son muy abundantes, por lo que constituyen una gran oportunidad de aprovechamiento.

⁴ Secretaria de Energía "Prospectiva de Gas Natural 2016-2030" ,2016



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



El gas no convencional debe ser procesado para obtener un producto comercializable, ya sea para su aprovechamiento energético o para su aprovechamiento en la industria petroquímica, vía la producción de etano. Las características de estos recursos, da paso a una propuesta para su tratamiento con enfoque a la recuperación de etano para la utilización en la industria petroquímica.



OBJETIVOS



Objetivo General

-Establecer una propuesta de acondicionamiento y procesamiento de gas "Shale" acorde con los requerimientos que sus características composicionales demanden.

Objetivos Particulares

-Identificar las características del gas "Shale" y su potencial mundial como fuente energética.

-Reconocer los procesos disponibles en la industria actual para el procesamiento de gas.

-Proponer un esquema de procesamiento para gas "Shale" en función de sus características.



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



CONCEPTOS



I.- Hidrocarburos Gaseosos.

Los Hidrocarburos alifáticos más sencillos llamados alcanos son los compuestos constituidos de los elementos Carbono e Hidrogeno, los cuales corresponde a la siguiente formula C_nH_{2n+2} , Estos compuestos también pueden ser llamados hidrocarburos saturados este nombre se debe a la hibridación de los orbitales, con 4 orbitales Sp^3 esta configuración de los orbitales híbridos indica que debe existir un enlace simple difícil de romper.

Los hidrocarburos contenidos en la mezcla homogénea definida como gas natural son: metano (CH_4 o simplemente C1), etano (CH_3-CH_3 o C2), propano ($CH_3-CH_2-CH_3$ o C3)., Estos componentes son los principales constituyentes en la mezcla y van en proporciones menores y decrecientes conforme se aumenta el número de carbonos, de acuerdo a lo anterior el metano es el componente principal., En algunos casos se llega a encontrar gas húmedo con componentes más pesados como lo son: Hexanos ($CH_3-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_3$ o C6), heptanos ($CH_3-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_3$ o C7).

Esta mezcla además de los componentes alifáticos presentados anteriormente, tiene componentes gases típicos no hidrocarburos como: los diferentes componentes de Azufre principalmente ácido sulfhídrico (H_2S), el dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O)., son los más comunes que deben de extraerse antes de transportar y procesar el gas, así también se puede presentar componentes como lo son helio (He) el cual llega a tener una presencia menor del 4% en composición mol y Nitrógeno (N_2) componente que generan problemas relacionados en el volumen alcanza una composición del 5 al 0.1% mol.⁵

⁵ PEMEX Gas y Petroquímica básica <http://www.gas.pemex.com/PGPB/Productos+y+servicios/Gas+natural/> [Consultada 30/07/2017].



I.I.-Origen del gas.

Tanto el gas natural como el petróleo se originó a partir de la descomposición de materia orgánica sepultada bajo tierra por millones de años sometida a altas presiones y temperaturas, sufriendo transformaciones debidas a procesos químicos, bacteriológicos y radiactivos, algunas veces combinaciones de ellos, la materia orgánica se puede dividir en dos grandes grupos dependiendo si se deriva de organismos terrestres o acuáticos, en general se cree que la materia orgánica terrestre produce gas natural y algunos crudos parafinicos, mientras que la materia orgánica acuática produce crudos no parafinicos.

I.II.- Clasificación.

Las clasificaciones para la mezcla de hidrocarburos gaseosos pueden ser divididas en dos grandes grupos; Según el tipo de yacimiento y el cómo se encuentra en el yacimiento.

I.II.I.- Tipo de ocurrencia en el depósito.

Esta clasificación se asocia a la presencia de diferentes componentes encontrados durante la extracción, por ejemplo, Acido sulfhídrico, Dióxido de Carbón ambos componentes indeseables los cuales afectan de manera directa tanto para el procesamiento como para el transporte, así también es posible hallarlo acompañado de petróleo entre otros componentes inertes a continuación, se presenta algunas clasificaciones y su breve descripción.

Gas Húmedo.

Es un gas que contiene hidrocarburos más pesados que el metano, en cantidades de más de 3 galones de hidrocarburos líquidos por cada mil pies cúbicos de gas (GPM)⁶ tales que pueden extraerse comercialmente o que requieren separarse para poder disponer del gas como combustible o transportarlo en tuberías.

⁶ José Luis Ortiz Camargo, "Potencial del gas natural en México", Tesis, México, CDMX 2014



Gas Seco.

Es un gas que contiene en cantidades mínimas de hidrocarburos más pesados que el metano, lo que no permiten su extracción comercial ni requieren separarse para disponer del gas como combustible.

Gas Amargo.

Es un gas que contiene componentes ácidos, principalmente Ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y otros componentes ácidos (COS , CS_2 , mercaptanos) componentes indeseables lo cuales hacen corrosiva a la mezcla de gas.

Gas dulce.

Es un gas que contiene sulfuros: un máximo 4 ppm de H_2S y 3 ppm⁷ como concentración máxima de sulfuro de carbonilo COS . Estas cantidades de impurezas hacen que no se requiera de procesamiento para usarse directamente como combustible doméstico no corrosivo.

Gas no asociado.

Se define como gas natural libre, que no está en contacto con el petróleo, pues su generación ha sido independiente de la formación de petróleo.

Gas asociado-mezclado.

Es el volumen combinado del gas natural que se presenta en los depósitos de crudo, bien sea como gas libre (asociado), o como gas en solución en el crudo (mezclado) de modo que cuando se extrae el petróleo el gas se desprende, esto afecta a la producción de crudo con lo que se extrae primero el gas, el contenido de etano es más alto que el gas no asociado.

⁷ Estrada Rodríguez, A. R. y Del Rosal Díaz R., Eliminación de Gases Ácidos de una corriente de Gas Natural, Tesis, México, D.F., 1974.



I.II.II.- Según el yacimiento.

Reservas Convencionales.

Estos yacimientos se producirán siempre que se cumplan ciertas condiciones naturales lo que se conoce como sistema petrolífero "*petroleum system*", que consiste en generación de los hidrocarburos en una piedra generadora rica en materia orgánica, luego la migración a un almacén, entrapamiento y por ultimo cobertura o sello.

Estos yacimientos convencionales se caracterizan por estar dentro de una recamara en donde se depositan los hidrocarburos ya sea de gas asociado o no asociado como se muestra en la figura 1.1.

Reservas no Convencionales.

Las reservas no convencionales son aquellas reservas de hidrocarburos remanentes entre las rocas que contienen poca permeabilidad, al contrario de las reservas convencionales, las reservas no convencionales no tienen una recamara de almacenamiento de hidrocarburos por lo tanto los hidrocarburos remanentes se encuentran en los poros de las piedras generadoras o aledañas a las piedras generadoras además los yacimientos están dispersos en áreas muy extensas con una permeabilidad muy baja. La siguiente figura muestra de manera gráfica las clasificaciones antes descritas.

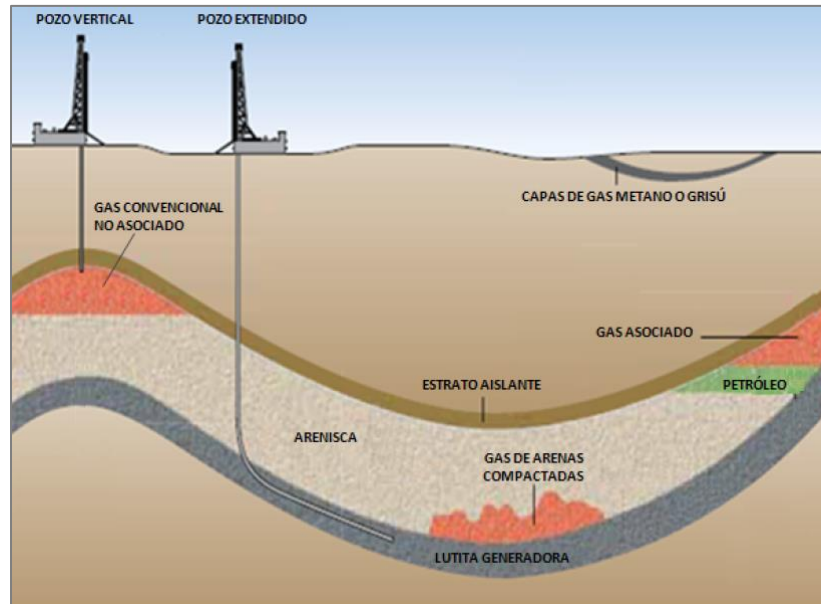


Figura I.I.- Sistemas Petrolíferos y lutita generadora.

Fuente. Javier H. Estrada., *Desarrollo de gas lutitas (gas shale) y su impacto en el mercado energético de México: reflexiones para Centroamérica.*, 2013. p.18.

I.III.- Tipos de reservas no convencionales.

Conforme a los yacimientos no convencionales se abordará ahora los tipos de hidrocarburos provenientes de éste tipo de yacimientos siendo tan amplia la gama de hidrocarburos no convencionales, es importante distinguir la diferencia entre arenas bituminosas, gas de carbón "*Gas grisú o coal bed methane*", aceite de arenas compactas "*tight oil*", gas de arenas compactas "*tight gas*", crudo de lutitas "*shale oil*" y gas de lutitas "*shale gas*".

Las arenas bituminosas (arenas asfálticas).

Estas arenas están saturadas de un petróleo de baja calidad denso y viscoso conocido como bitumen o alquitrán mezclado con arena, arcilla y agua, el cual no fluye a menos que sea calentado o diluido con hidrocarburos más ligeros debido a su gravedad se cataloga como petróleo en fase semisólida o sólida.

El gas de carbón (Gas grisú).

El gas de carbón es aquel gas almacenado en las estructuras de carbón, metano desprendido de las minas de carbón, se expulsa por la actividad de minería con lo que resulta peligroso por razones de seguridad y ambientales. Se hace inflamable y produce violentas explosiones al mezclarse con aire.

El aceite de arenas compactas (tight oil).

Es un hidrocarburo ligero que se encuentra en las rocas generadoras de baja permeabilidad debajo de capas maduras de crudo, este crudo se puede considerar como crudo en proceso de maduración.

Gas de arenas compactas (tight gas).

Este gas es considerado al igual que el gas de lutitas gas de baja permeabilidad (menos a 0.1 mD). El gas de arenas compactas es encontrado en rocas aceitosas, a diferencia del gas de lutitas que se encuentra en roca caliza. La figura 2 expone de manera ilustrativa el gas de áreas compactas y el gas de lutitas "Gas Shale".

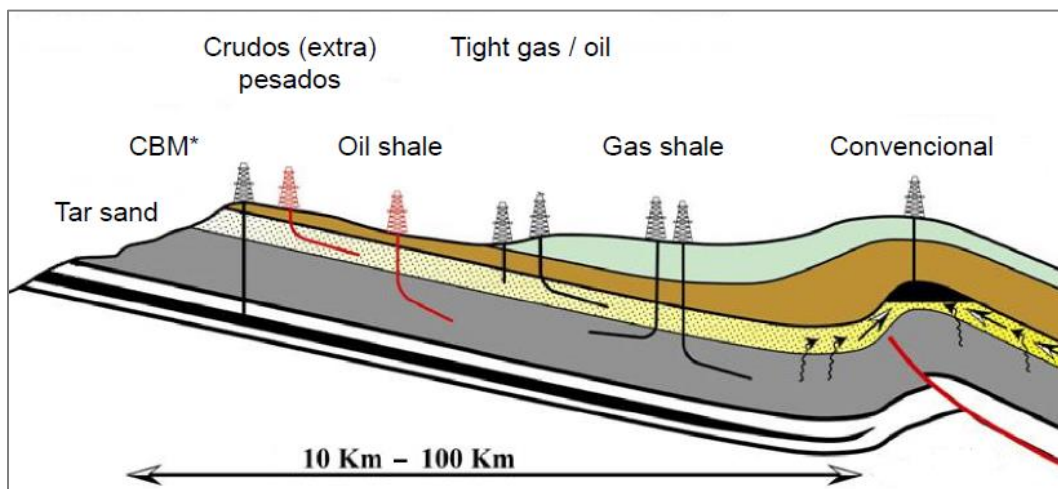


Figura I.II.- Tipos de yacimientos no convencionales generalizados.

CBM: Coal bed methane/ gas de carbón

Fuente: Frédéric Schneider., Yacimientos no convencionales., 2014 p.10.

El petróleo de Lutitas (Oil shale).

Se encuentra en una roca porosa que contiene bitumen transformado en aceite, normalmente se encuentra a poca profundidad.

Gas de lutitas (Gas Shale).

Gas natural con baja permeabilidad (menos a 0.1 mD) por lo que no fluye con facilidad, se encuentra en formaciones de roca caliza. El gas shale en comparación a el tight gas tiene menos permeabilidad, por lo que se requiere mayor esfuerzo para llegar a los poros de almacenan el gas.

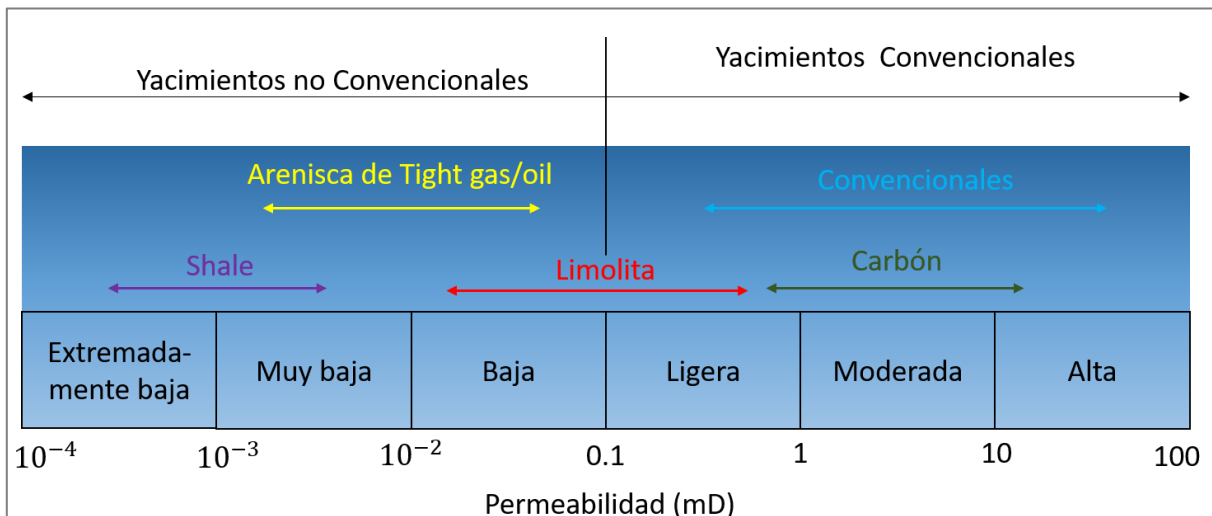


Figura I.III.- Tipos de yacimientos en función de la permeabilidad.

Fuente: Eloy Álvarez Pelegrý, Claudia Suárez Díez., *Gas no convencional: shale gas Aspectos estratégicos, técnicos, medioambientales y regulatorios.*, 2016. p.77.



CAPITULO 1

Gas de Lutitas (Gas Shale)



1.1.- Características del gas de lutitas.

El término gas de lutitas (también llamado gas de esquisto, gas de pizarras o más comúnmente Gas Shale), es el gas natural no convencional que es generado en rocas ricas en materia orgánica, de grano muy fino de baja permeabilidad.

El gas de lutitas en los yacimientos no convencionales está compuesto por rocas planas apiladas una sobre otra, las cuales tienen poros y ductos por donde los hidrocarburos pueden circular a través de la roca, esto se le denomina permeabilidad y hace apropiado el almacenamiento de los hidrocarburos y a su vez complica su extracción.

Los yacimientos de este tipo pueden presentarse de dos formas; la primera cuando existen rocas lutitas abajo o arriba de yacimientos convencionales con lo que hace que los hidrocarburos migren a las capas de lutitas, una vez contenidos en lutita y debido a sus propiedades el gas se queda atrapado, en este caso el gas se presenta como gas no asociado pues solo es el gas el que se queda atrapado; el segundo caso es cuando la lutita funge tanto como generador de hidrocarburos como reservorio para estos impidiéndole migrar a yacimientos convencionales y en este caso el gas se presenta como gas asociado o mezclado con otros líquidos generalmente petróleo.

Las propiedades geológicas de yacimientos de gas de lutitas son generalmente evaluados en función del ambiente del depósito, el espesor, la madurez térmica y la porosidad. La característica principal de estos yacimientos de gas de lutita incluye un alto contenido de carbono orgánico total (*Total Organic Carbon* "TOC") un rango de TOC apropiado sería del 1% al 8%⁸. El TOC es la cantidad de materia orgánica contenida en la roca en tanto por ciento en peso entre mayor sea el porcentaje de TOC mayor es la generación de hidrocarburos, este porcentaje mide la cantidad de contenido orgánico total y no la cantidad de hidrocarburos generados ni potencialmente recuperables.

⁸ Eloy Álvarez Pelegrý, Claudia Suárez Díez., *Gas no convencional: shale gas Aspectos estratégicos, técnicos, medioambientales y regulatorios.*, 2016 p.78.

El gas de lutitas es abundante en todo el mundo y en una gama muy amplia de regiones geográficas, técnicamente recuperables, aunque no necesariamente económicamente recuperables., los datos geofísicos son un instrumento esencial en la caracterización del yacimiento ya que estima los volúmenes originales in-situ, así como las acumulaciones de hidrocarburos y a partir de técnicas de desarrollo se determina si pueden ser potencialmente recuperadas. También se estiman volúmenes que aún no se descubren y se clasifican como potenciales y volúmenes para los cuales no existen técnicas para recuperarlos, por lo que se clasifican como no recuperables.

Según los recursos disponibles y a medida que las tecnologías avanzan, el costo de los recursos tanto para la extracción y el procesamiento de yacimientos convencionales conocidos es mucho menor en comparación a las nuevas tecnologías necesarias para la extracción y aprovechamiento de yacimientos no convencionales.

La siguiente figura muestra de manera ilustrativa el desarrollo de los recursos convencionales y no convencionales en función al precio de los hidrocarburos y el uso de la tecnología para su explotación.

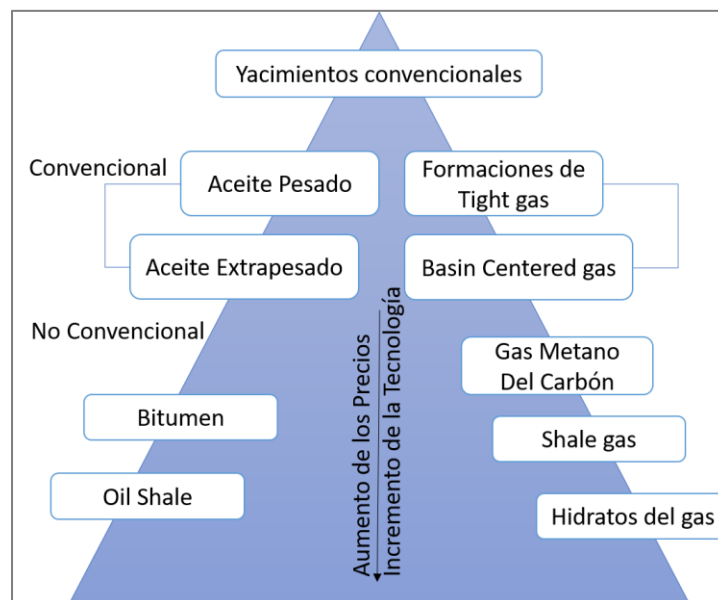


Figura 1.1.- Recursos convencionales y no convencionales.

Fuente: Guidelines for Application of the Petroleum Resources Management System.



1.2.- Composición.

La composición del gas es esencial para la selección de procesos necesarios para el acondicionamiento de dicho gas, en el cual se retiran uno por uno los elementos indeseables a fin de obtener productos en especificación para proteger tuberías, equipos y al medio ambiente.

La composición del gas varía conforme a las características del yacimiento y las condiciones a las cuales fueron creados los hidrocarburos.

En México no se ha iniciado la explotación de yacimientos no convencionales, y de los que se tiene certeza de su existencia, aún no se encuentran adecuadamente caracterizados, por lo que en base a la situación geográfica de los yacimientos y al gran crecimiento acelerado en los estados unidos en la explotación y aprovechamiento del gas de lutitas, se analizara como una aproximación inicial la composición de los cuatro principales yacimientos en los estados Unidos y que se muestran en la tabla 1.1.

Tabla 1.1.- Composición de yacimientos de gas de lutitas en Estados Unidos.

Shale Gases (componentes principales, antes del procesamiento)				
Componente (Volumen %)	Marcellus	Appalachian	Haynesville	Eagle Ford
Metano	97.131	79.084	96.323	74.595
Etano	2.441	17.705	1.084	13.824
Propano	0.095	0.566	0.205	5.425
Butano	0.014	0.034	0.203	4.462
Hexano	0.001	0	0.061	0.478
Dióxido de Carbono	0.04	0.073	1.816	1.536
Nitrógeno	0.279	2.537	0.369	0.157
Total, de inertes (CO2 +N2)	0.318	2.609	2.184	1.693
Total	100	100	100	100

Fuente: Keith Bullin PhD et al., *Composition Variety Complicates Processing Plants for US Shale Gas*, Oct. 7, 2008.

Con la información mostrada en la tabla 1.1, se infiere que en Estados Unidos hay dos tipos de yacimientos diferenciados en función de su composición, estas diferencias básicas se dan por yacimiento y para el caso de Marcellus y Haynesville sus composiciones se caracterizan por tener más del 95 por ciento en volumen de metano y menos del 3 por ciento en volumen de etano por lo que su producción es básicamente usada como combustible; mientras que los yacimiento Appalachian e Eagle Ford, este último ubicado en la parte sureste de Estados Unidos haciendo frontera con el estado de Tamaulipas en México, sus composiciones se caracterizan por tener una menor cantidad de metano menos del 80 por ciento en volumen y mayor cantidad de etano, más del 13 por ciento.

En los estados de Tamaulipas y Coahuila se encuentra un yacimiento que de acuerdo con las predicciones, forma parte del yacimiento de Eagle Ford (como se muestra en la figura 5), conocida como la cuenca Burgos, por lo cual puede ser considerado con la misma composición.

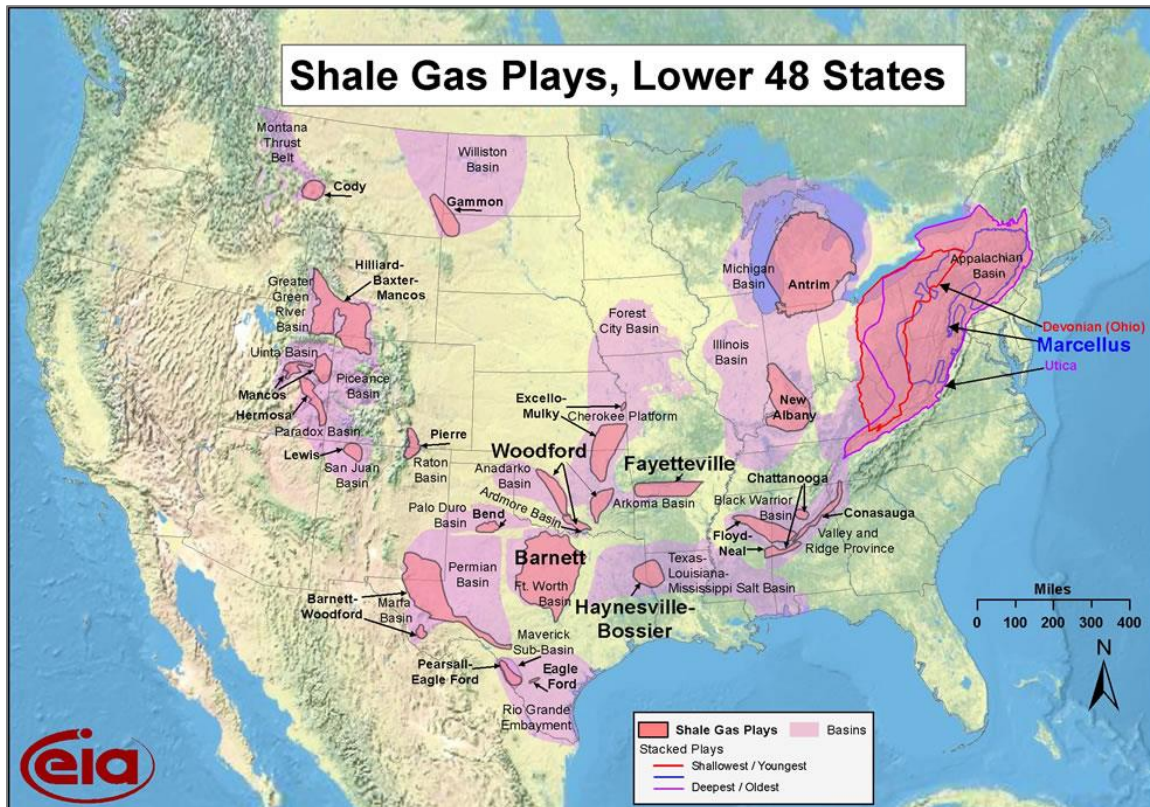


Figura 1.2.- Yacimientos de Gas Shale en Estados Unidos.

Fuente: Geology., <http://geology.com/articles/marcellus-shale.shtml> [Consultada 31/07/2017].

1.3.- Reservas de Gas de lutitas en el Mundo.

Como se mencionó al principio de este capítulo el gas de lutitas es abundante en todo el mundo, tiene el potencial para ser la principal fuente en la industria petroquímica por el porcentaje mayor de etano contenido en comparación al gas natural convencional y también como la principal fuente de energía primaria ya que el metano es el principal componente de la mezcla y el cual se quema de manera más limpia.

Por su abundancia, el gas de lutitas está transformando los esquemas de la industria petrolera y la tecnología empleada para la extracción en muchas partes del mundo.

En la siguiente imagen se muestra de manera ilustrativa la distribución global de yacimientos.

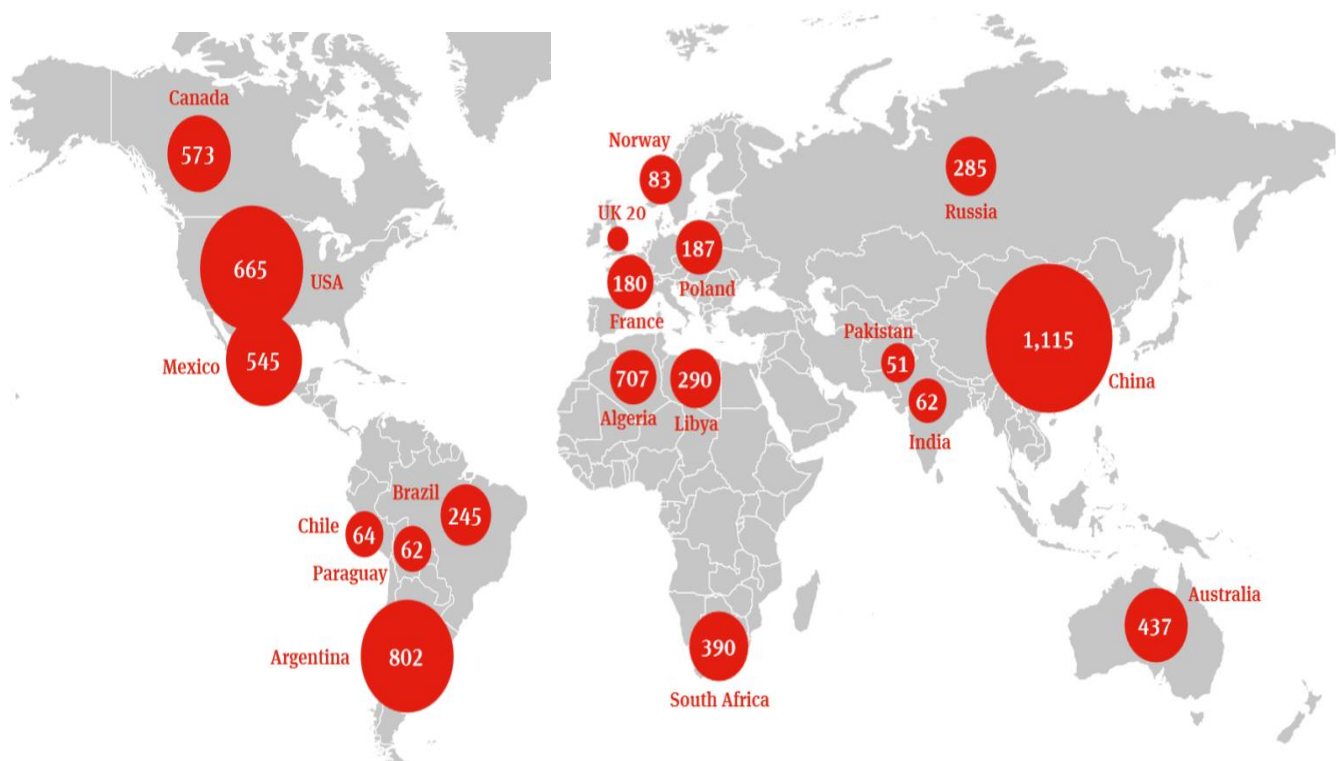


Figura 1.3.- Distribución de Gas Shale en el Mundo.

Fuente: KPMP Global Energy Institute., *Shale Gas- A Global Perspective*, 2011. p. 6-7.



Tabla 1.2.- Reservas de Gas Shale en el mundo en Billones de pies Cúbicos (Tcf).

País	Reservas de Shale Gas, (Tcf) ³
China	1115
U.S.	665
Argentina	802
México	545
Australia	437
África del Sur	390
Canadá	573
Libia	290
Algeria	707
Brasil	245
Polonia	187
Francia	180

Fuente: KPMP Global Energy Institute., *Shale Gas- A Global Perspective*, 2011. p. 6-7.

En la tabla anterior se muestran los principales países y sus reservas examinando la situación actual y la perspectiva de gas de lutitas en América, Europa, las regiones de Asia del pacífico y principalmente México ya que se encuentra en el cuarto lugar a nivel mundial.

A continuación, se analizan algunos factores relacionados con el gas "Shale" que frenan el desarrollo de su explotación:

Suministro.

Los yacimientos de gas de lutitas deben ser lo suficientemente grandes como para justificar la enorme inversión de tiempo dinero y tecnología requerida para extraer y explotarla económicamente rentable.

Demanda.

Los precios de gas natural son bajos en algunas regiones (por ejemplo, en América) y la riqueza de los nuevos yacimientos de lutitas podrían disminuirlos aún más, pero a medida que la producción de hidrocarburos provenientes de fuentes convencionales disminuye, el precio local del gas en relación con otras fuentes de



energía determinará si las inversiones a largo plazo necesarias para desarrollar y explotar un yacimiento producirán rendimientos económicos suficientes.

Infraestructura.

La producción y distribución de gas de lutitas requiere más pozos. Los sitios de producción deben tener los servicios adecuados como; carreteras y tuberías, además se requieren instalaciones especiales de procesamiento y transporte para su aprovechamiento.

Soporte normativo.

Un régimen reglamentario estable y bien desarrollado, un acceso predecible a los permisos y licencias, y los subsidios gubernamentales para la exploración y el desarrollo son cruciales ya que las empresas privadas necesitan el apoyo de su país para desarrollar una capacidad de producción de gas a gran escala.

Reputación medioambiental.

Mientras que la seguridad medioambiental de la producción de gas de lutitas está todavía bajo estudio, muchos desarrolladores de gas de lutitas están encontrando una fuerte oposición de grupos ambientales con preocupaciones de salud y seguridad, relacionadas con la tecnología de fracturación hidráulica y uso de agua.

Contexto geopolítico.

Para muchos países que dependen de las importaciones de gas natural, la seguridad energética es una preocupación. El gas de lutitas podría ayudarles a ser más autosuficientes. Por otro lado, los países que son exportadores tradicionales de petróleo y gas tendrán que reaccionar ante sus cambiantes mercados. Los problemas políticos resultantes podrían alterar radicalmente las relaciones entre los países.



1.4.- Potencial de gas de lutitas en México.

En el punto anterior se habló de los grandes yacimientos que existen en el mundo y los puntos críticos para la explotación y aprovechamiento de gas de lutitas, ahora nos enfocaremos en el potencial de este tipo de recursos dentro del territorio nacional.

En el 2014 la demanda de gas natural alcanzó un volumen de 7,209.3 millones de pies cúbicos diarios (mmpcd)⁹ y en 2015 una demanda de 7,504.1 mmpcd. Por el contrario, la producción en 2014 fue 6,531.9 mmpcd y en 2015 fue de 6,401 mmpcd. Como se observa entre el año 2014 y 2015 aumento la demanda de gas natural 294.8 mmpcd mas, y la producción disminuyo 130.9 mmpcd¹⁰, con lo que se debe importar año con año cada vez más gas para cubrir el aumento anual en la demanda de gas y la disminución de la producción nacional.

La demanda de gas natural según SENER en 2030 se incrementará 20.3% respecto a 2015, alcanzando un volumen de 9,030.4 mmpcd, pero según sus mismas prospectivas, existe una decaída en la producción convencional en donde en el escenario máximo en 2030 se estima que la producción disminuya 51.1% correspondiente a un volumen de 2,691.8 mmpcd y en el escenario mínimo disminuya 15.9% respecto a 2015 con un volumen 4,628.2 mmpcd.

Como se muestran en la tabla 2.2, México se encuentra en el cuarto lugar en el mundo con estimaciones en reservas por 681 billones de pies cúbicos de hidrocarburos no convencionales con base en esto el gas de lutitas podría ser la clave de futuro económico y energético de México¹¹. Las reservas según la Comisión Nacional de Hidrocarburos en el 2012 identifican 4 regiones con reservas Potenciales, como se muestra en la figura 2.4.

⁹ Secretaria de Energía "Prospectiva de Gas Natural 2015-2029" ,2015.

¹⁰ *Ibíd.* 4. p.14.

¹¹ Secretario de Energía, Jordy Herrera "perspectivas Nacionales e Internacionales de la industria de gas shale y su contribución al desarrollo del Sector Energético, 17de noviembre de 2011.

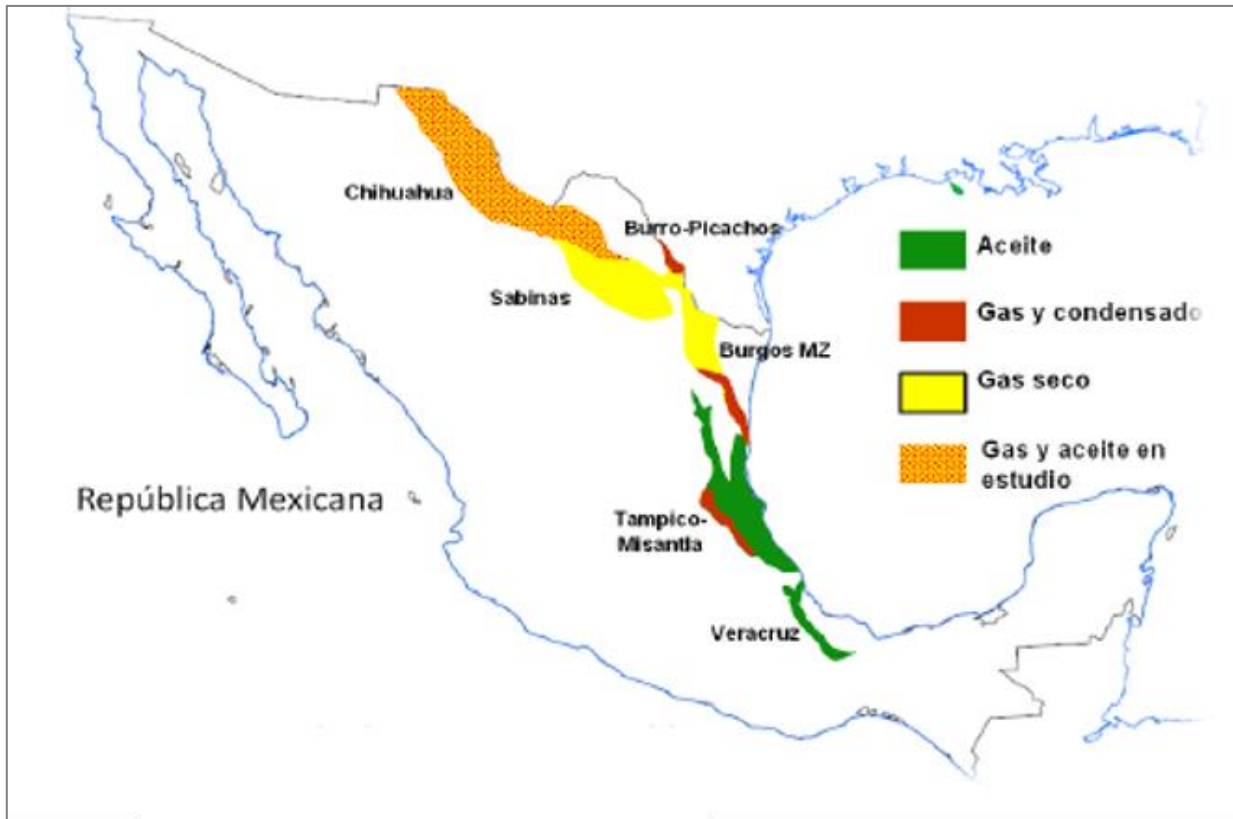


Figura 1.4.- Regiones de yacimientos de gas de lutitas en México.

Fuente: Ing. Manuel Sánchez Guzmán "Nuevas Oportunidades a parte de la reforma Energética, PEMEX Petroquímica. p. 09.

Reservas probadas.

Son aquellas cantidades de hidrocarburos que, a partir de análisis de datos de geociencias y de ingeniería, se estiman con certeza razonable a ser recuperables comercialmente a partir de una fecha dada en adelante, de yacimientos conocidos y bajo condiciones económicas, métodos de operación, y reglamentación gubernamental definidas. Si se utilizan métodos deterministas, la intención de certidumbre razonable expresa un alto grado de confianza a que las cantidades serán recuperadas. Si se utilizan métodos probabilistas, debería haber por lo menos una probabilidad de 90% que las cantidades realmente recuperadas igualarán o excederán la estimación.



Reservas Probables.

Son aquellas reservas adicionales que, a partir de un análisis de datos de geociencias y de ingeniería, se estiman son menos probables a ser recuperadas, comparadas a reservas probadas, pero más ciertas a ser recuperadas comparadas a las reservas posibles. Es igualmente probable que las cantidades remanentes reales recuperadas sean mayores o menores a la suma de las reservas estimadas probadas más probables (2P). En este contexto, cuando se utilizan métodos probabilistas, debería haber por lo menos una probabilidad del 50% a que las cantidades reales recuperadas igualarán o excederán la estimación de 2P.

Reservas Posibles.

Son aquellas reservas adicionales que, a partir de un análisis de datos de geociencias y de ingeniería, se estiman son menos probables a ser recuperadas comparadas a las reservas probables. Las cantidades totales finalmente recuperadas del proyecto tienen una baja probabilidad de superar la suma de reservas probadas más probables más posibles (3P), lo que es equivalente al escenario de estimación alta. En este contexto, cuando se utilizan los métodos probabilistas, debería haber por lo menos una probabilidad del 10% a que las cantidades reales recuperadas igualarán o superarán la estimación 3P.

La reserva **1P** es igual a la reserva probada

La reserva **2P** es igual a la agregación de reserva probada más la reserva probable

La reserva **3P** es igual a la agregación de la reserva probada más la reserva probable más la reserva posible.

Conforme a las definiciones anteriores a continuación se muestran las reservas de Hidrocarburos no convencionales de México Presentado por PEMEX al 01 enero del 2012.

Tabla 1.3.- Estimaciones de reservas totales 3P presenta Pemex al 01 de enero del 2012.

Tipo de Reservas	Millones de Barriles de Petróleo Crudo Equivalente
Reservas Probadas	13,810.30
Reservas Probables	12,352.70
Reservas Posibles	17,674.30
Estimaciones de reservas totales 3P	43,837.30

Fuente: CNH con datos de PEMEX.



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



Las reservas mencionadas anteriormente se dividen en 4 lugares potenciales, estas reservas contemplan el gas asociado por cada una de las 4 regiones en unidades de millones de pies cúbicos equivalente. En la siguiente tabla se indican las cantidades relacionadas con petróleo crudo.

Tabla 1.4.- Integración de las reservas por región (mmbpce) al 1 de enero de 2012.

Región	Reporte PEMEX					
	Probada	Probable	Posible	1P	2P	3P
	mmbpce					
Mariana Noreste	6,139.4	3,203.6	3,183.3	6,139.4	9,343.0	12,526.3
Marina Suroeste	2,115.5	1,976.4	2,962.5	2,115.5	4,091.9	7,054.4
Norte	1,575.7	6,169.3	10,944.5	1,575.2	7,744.5	18,689.0
Sur	3,980.2	1,003.4	584.1	3,980.2	4,983.6	5,567.7
Total	13,810.3	12,352.7	17,674.4	13,810.3	26,163.0	43,837.4

Fuente: CNH con datos de Secretaría de Energía.

La siguiente tabla muestra la cantidad de gas por cada región en miles de millones de pies cúbicos.

Tabla 1.5.- Integración de las reservas por región- Gas (mmmpc).

Región	Reporte PEMEX					
	Probada	Probable	Posible	1P	2P	3P
	mmmpc					
Marian Noreste	2,848.7	942.7	647.2	2,848.7	3,791.4	4,438.6
Marina Suroeste	4,080.1	3,765.4	6,769.7	4,080.1	7,845.5	14,615.2
Norte	3,858.3	11,529.7	18,570.0	3,858.3	15,388.1	33,958.1
Sur	6,437.2	1,374.6	817.1	6,437.2	7,811.9	8,628.9
Total	17,224.3	17,612.5	26,804.0	17,224.3	34,836.9	61,640.9

Fuente: CNH con datos de Secretaría de Energía.

Conociendo la cantidad de gas por región en tanto las probadas, la 2P (probada más posible) y 3P (la reserva probada más la reserva probable más la reserva posible), ahora se analizará la cantidad 1P, 2P y 3P por activo para determinar el flujo de estudio.



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



Tabla 1.6.- Contribución de reservas por región y activo (mmmpc).

Región	ACTIVO	Contribución por activo	Contribución por activo	Contribución por activo	Contribución por activo	Contribución por activo	Contribución por activo
		P1	P1	P2	P2	P3	P3
		%	mmmpc	%	mmmpc	%	mmmpc
Marina Noreste	Cantarell	7.6	1,309.0	5.1	1,776.7	3.4	2,095.8
	Ku-Maloo-Zaap	9	1,550.2	5.7	1,985.7	3.8	2,342.3
		16.6	2,859.2	10.8	3,762.4	7.2	4,438.1
Marina Suroeste	Abkatún - Pol - Chuc	4.8	826.8	4.6	1,602.5	2.8	1,725.9
	Litoral de Tabasco	18.8	3,238.2	17.9	6,235.8	20.9	12,882.9
		23.6	4,064.9	22.5	7,838.3	23.7	14,608.8
Norte	Aceite Terciario del Golfo	5.1	878.4	32.1	11,182.6	46.1	28,416.4
	Burgos	10.9	1,877.4	7.7	2,682.4	6.1	3,760.1
	Poza Rica Altamira	2.1	361.7	1.8	627.1	1.2	739.7
	Veracruz	4.3	740.6	2.5	870.9	1.7	1,047.9
		22.4	3,858.2	44.1	15,363.0	55.1	33,964.0
Sur	Bellota Jujo	10.3	1,774.1	6.5	2,264.4	3.9	2,404.0
	Cinco Presidentes	1.9	327.3	1	348.4	0.8	493.1
	Macuspana - Muspac	8.5	1,464.1	5.3	1,846.3	3.7	2,280.7
	Samaria Luna	16.6	2,859.2	9.6	3,344.3	5.6	3,451.9
		37.3	6,424.7	22.4	7803.4208	14	8629.698
Total		100	17,207.1	99.8	34,767.0	100.0	61,640.7

Fuente: Elaboración propia con datos de la comisión nacional de hidrocarburos 2012.

Este recurso se presenta en todo lo largo y ancho del país con yacimientos importantes, pero la región norte, en especial el activo de burgos es uno de los más grandes además de que su localización geográfica lo hace una región única ya que se considera una extensión del yacimiento Eagle Ford.

Los yacimientos tipo Eagle Ford ya han sido estudiados y explotados por los Estados Unidos, por tal motivo el activo de burgos representa el componente clave para iniciar la exploración y explotación de este recurso, así como el aprovechamiento planteado en este trabajo.



CAPITULO 2

Esquemas de Procesamiento para Gas

2.1- Procesamiento de gas.

Los procesos industriales en complejos procesadores gas tienen el único fin de acondicionar los gases de hidrocarburos para su correcto aprovechamiento en los procesos de transformación. Desde el inicio de esta industria existen una gran variedad de tecnología que han evolucionado para satisfacer la creciente demanda de los combustibles LPG y las materias primas adecuadas para la industria petroquímica. En esta industria los procesos se pueden dividir en 3 partes esenciales: Endulzamiento, Recuperación de licuables y fraccionamiento, de las cuales se hablará más adelante.

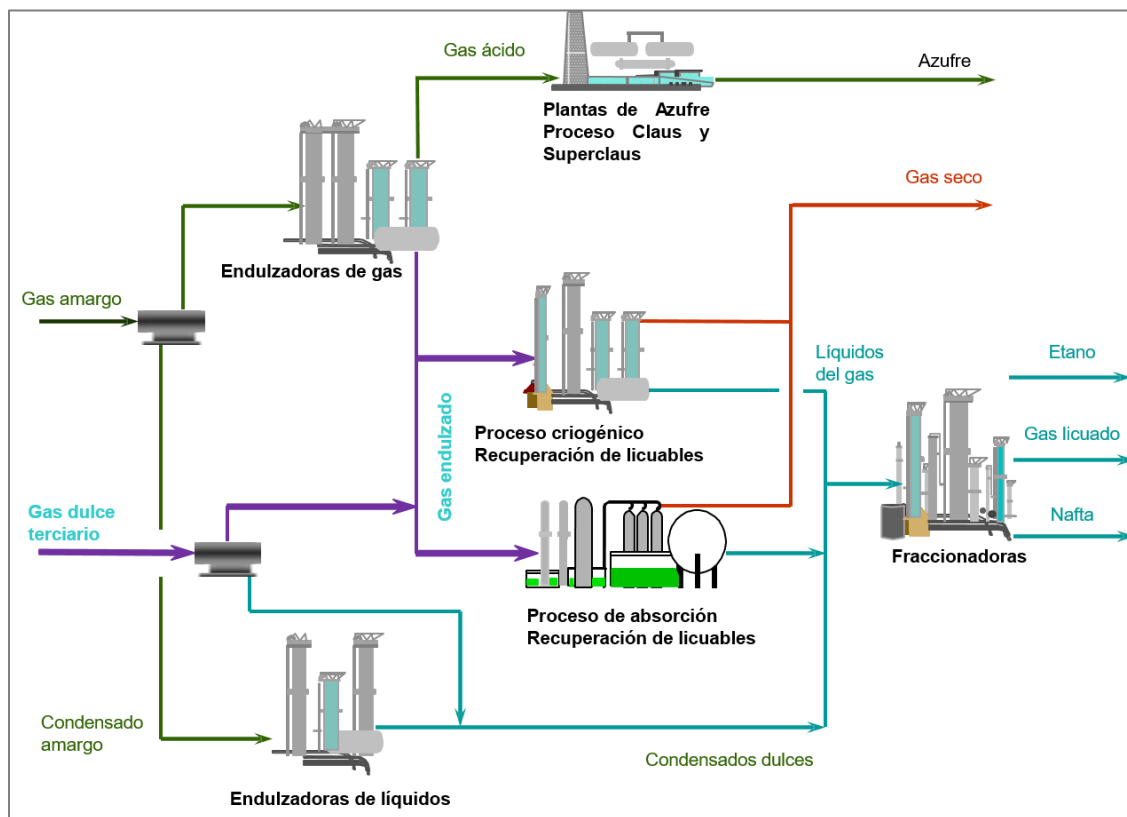


Figura 2.1.- Procesos Industriales en los complejos procesadores de gas.

Fuente: PEMEX “<http://www.gas.pemex.com.mx/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOSINDUSTRIALESnoviembre06.pdf>” [consultada: 8/07/2017].



El endulzamiento de gas consiste en retirar los principales contaminantes de este, como lo son el CO₂ (Dióxido de carbono) y el H₂S (Ácido sulfhídrico) mediante una gran variedad de tecnologías. La Recuperación de licuables es separación de gas combustible (esencialmente metano) del resto de hidrocarburos presentes en la mezcla, mediante dos posibles procesos: Por sistema criogénico el cual a bajas temperaturas son condensados los hidrocarburos pesados (Etano, propano, butano, etc.) los cuales son separados de metano y el proceso de absorción de licuables que utiliza un aceite absorbente de elevado peso molecular en donde produce gas combustible (metano) y una corriente líquida de etano más pesados. Por último esta la sección de fraccionamiento la cual recibe condensados de la etapa anterior para la separación de los diferentes hidrocarburos pesados listos para ser procesados en la industria petroquímica o en su defecto para su comercialización.

Para el acondicionamiento del gas se abordarán solo los dos procesos principales: endulzamiento y separación criogénica. Cabe mencionar que en esta sección se cubrirá lo requerido hasta obtener etano de gran pureza de la corriente.

2.2.- Endulzamiento de gas.

El Gas de lutitas contienen componentes contaminantes no deseados, ácido sulfhídrico (H₂S), dióxido de carbono (CO₂), Nitrógeno (N₂) y vapor de agua (H₂O). Es necesario que este gas contenga un bajo contenido de contaminantes ácidos y agua para evitar la corrosión en el equipo y tuberías utilizadas en el transporte e impedir la formación de hidratos respectivamente, cumplir con las especificaciones de los productos en este proceso permite tener otras ventajas como evitar el envenenamiento de los catalizadores utilizados en proceso petroquímicos.

Los procesos para extraer las sustancias ácidas del gas se conocen como procesos de endulzamiento del gas.

Existen diferentes tipos de procesos utilizados para este fin y son empleados conforme a varios factores que deben considerarse para su evaluación como:



- El tipo y la concentración de impurezas contenidas en la corriente de gas.
- Las cantidades máximas permitidas contenidas en el gas para su procesamiento.
- las propiedades de alimentación que va a procesarse en el límite de batería, siendo las más determinantes la temperatura y la presión.

La concentración de los componentes de gas ácido constituye un factor importante en la selección del tipo de proceso ya que existen procesos que remueven grandes cantidades de gas ácido y resultan económicos, pero no cumplen con la especificación de gas dulce, otros remueven los gases ácidos a partes por millones (ppm) pero resultan no ser económicos cuando se trata de un flujo alto de gas ácido a procesar.

La clasificación general de esos procesos de endulzamiento está en función del estado del agente que se emplee para endulzar el gas amargo.

Existen procesos con agentes líquidos y con agentes sólidos.

Cuando se utiliza un agente en disolución acuosa para endulzar la corriente de gas la disolución acuosa del agente pasa a contracorriente con el gas a tratar en una torre de absorción. La corriente líquida se enriquece con gas ácido que se regenera por reducción de presión y aumento de temperatura en una torre de destilación también llamada regeneradora, para poder recircular la disolución pobre a la torre de absorción.

Cuando se utiliza un agente sólido en el proceso para endulzar el gas, se emplean lechos y el gas amargo pasa a través de estos para extraer los compuestos indeseables. De igual forma que en el endulzamiento usando soluciones acuosas, para regenerar estos lechos se reduce la presión y se aumenta la temperatura.

Los procesos existentes en la industria para el endulzamiento varían en función del componente químico a utilizar para extraer los contaminantes, de esta forma a continuación se describen algunos procesos existentes con aplicación industrial:



Absorción química con un líquido.

Los componentes utilizados en este tipo de procesos son las alcanolaminas como; monoetanolamina, dietanolamina, trietanolamina y metildietanolamina, las primeras tres alcanolaminas extraen tanto ácido sulfhídrico (H_2S) y Dióxido de carbono (CO_2),

por otra parte, la metildietanolamina es mayormente selectiva hacia ácido sulfhídrico (H_2S) en presencia de Dióxido de Carbono (CO_2).

Disoluciones de Sales Alcalinas.

Las principales sales utilizadas en este tipo de proceso son las sales de potasio como Carbonato de Potasio (K_2CO_3) y Trifosfato de Potasio (K_3PO_4)₃ que generalmente se utilizan en caliente. Algunos procesos que utilizan estos compuestos son:

- Seabord, Benfield, Catacarb estos son utilizados para extraer ácido sulfhídrico (H_2S) y Dióxido de carbono (CO_2).
- Giammarco Vetrocoke es utilizado para extraer Dióxido de carbono y
- Trifosfato de Potasio solo es utilizado para extraer ácido sulfhídrico (H_2S).

Absorción Química y/o Física.

Los procesos de este tipo son:

- (Purisol) utiliza como medio absorbente el n-metil-2 pyrrolidma
- Solvente Flúor utiliza carbonato de propileno como medio absorbente
- Selexol utiliza como medio absorbente el dimetil poli etilenglicol

Estos procesos se utilizan para extraer tanto ácido sulfhídrico (H_2S) y Dióxido de carbono (CO_2).



Absorción-Oxidación de Líquido.

Lo procesos de este tipo son:

- Giarmmarco Vetrocoke (H_2S) utiliza K_2CO_3 /Arsenitos.
- Ferrox utiliza Na_2CO_3/Fe_2O_3 .
- Thylox utiliza Tioarsenato de amonio o de sodio.
- Townsed utiliza Trietilenglicol.
- Takahax utiliza $Na_2CO_3/1,4$ naftaquinona/2-sulfonato de sodio.

Estos procesos son utilizados exclusivamente para extraer H_2S ya que son selectivos solo para este componente.

De todos los procesos existentes y mencionados anteriormente, los procesos de absorción con reacción química con alcanolaminas han sido los más empleados para el endulzamiento de la corriente de gas amargo gracias a su reactividad y gran disponibilidad a bajo costo. Tomando en cuenta esto, el trabajo que se desarrollará más adelante, se basará en la absorción con aminas.

Absorción.

El termino absorción de gas ácido se refiere a la remoción por disolución de los componentes indeseables en el gas, generalmente ocurre una reacción química generando una sal soluble en agua.

En la desorción ocurre de manera inversa; el líquido es la fase a procesar el objetivo de la operación es la liberación del gas disuelto en el líquido, esta puede llevarse a cabo de varias maneras:

- Desorción mediante la alimentación de un gas inerte
- Desorción por aumento de temperatura (calentamiento u ebullición de la disolución, algunas veces como parte del tratamiento con el gas inerte) donde el incremento de la temperatura reduce la solubilidad del soluto gas en el líquido, entonces la ebullición de la disolución es un medio eficiente para la liberación del gas disuelto especialmente cuando el líquido es una disolución acuosa con agente absorbente.



- La desorción por la reducción de presión es frecuentemente llevada a cabo en casos donde el líquido ya está a baja temperatura.

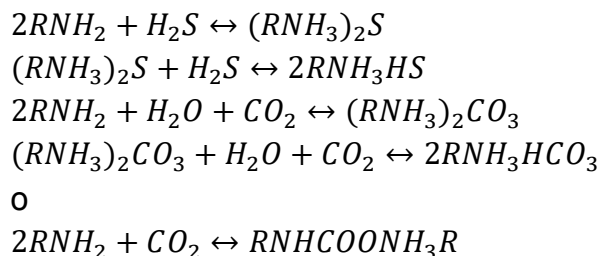
Los procesos de endulzamiento mediante una absorción con aminas se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido son bajas y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce.

El principio de los procesos de amina se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la disolución de amina.

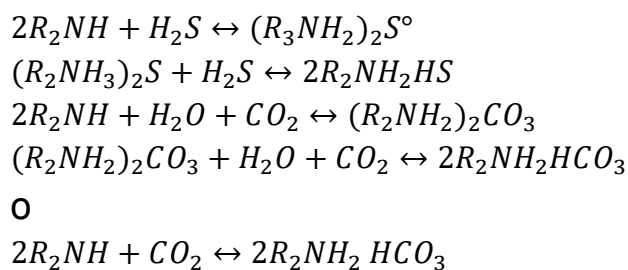
Las aminas utilizadas en estos procesos son: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) y Trietanolamina (TEA).

Las reacciones principales que se llevan a cabo en el endulzamiento de gas con disoluciones de aminas son las siguientes:

Monoetanolamina (MEA):

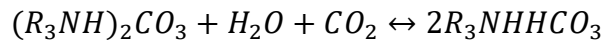
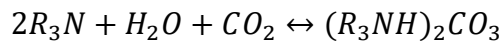
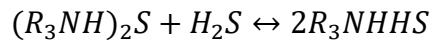
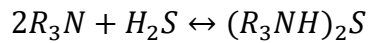


Dietanolamina (DEA):

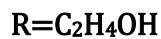




Trietanolamina (TEA):



En las cuales:



Estas reacciones se inclinan a la derecha a temperaturas bajas propuestas en el absorbedor de gases ácidos, pero se inclinan a la izquierda a las altas temperaturas propuestas en el regenerador. Los componentes amargos reaccionan para formar enlaces químicos con las aminas en el absorbedor, permitiendo que los componentes

se mantengan y eliminen de la corriente de gas amargo. Luego se disminuye la presión y se suministra calor en el regenerador para romper el enlace químico y liberar los componentes del gas ácido.

Los procesos de amina son completamente continuos y regenerables. Un diagrama de flujo típico para el proceso de alcanolamina se muestra en la figura 2.2.

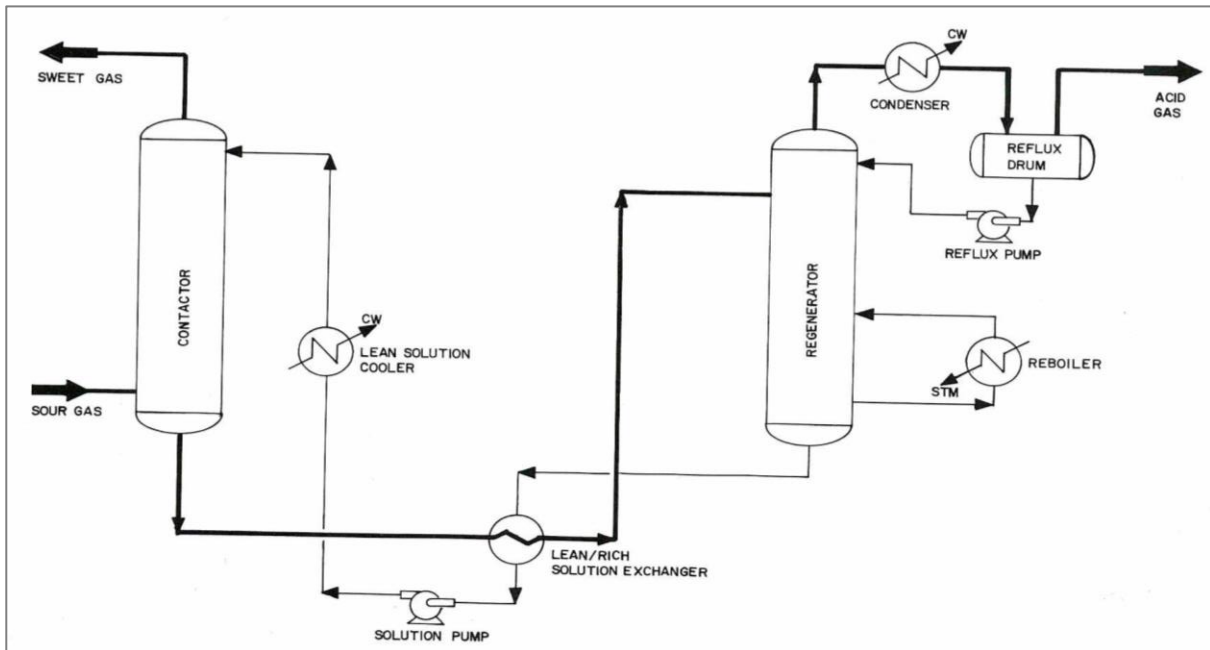


Figura 2.2.- Esquema típico para endulzamiento con alcanolamina.

Fuente: A.L. Kohl and F.C. Riesefeld, "Gas purification", 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston, 1974.

El proceso de monoetanolamina ha sido objeto de una considerable cantidad de literatura. Es uno de los procesos más utilizados para el tratamiento de gases amargos. Las ventajas del proceso con MEA son: alta reactividad, reacciona tanto con H_2S y CO_2 , bajo costo de solvente, buena estabilidad, facilidad de recuperación, bajo contenido de hidrocarburos en el gas ácido producido, entre otros. Las desventajas de MEA son su incapacidad para hacer frente a compuestos como COS , CS_2 y gases portadores de oxígeno (formación de productos de degradación), lo cual ocasiona mayores pérdidas de solvente en comparación con la DEA.

A menos que estén presentes COS y CS_2 , la MEA puede ser la mejor opción para tratar una corriente de gas ácido que contiene concentraciones bajas a medianas de gases ácidos.

Hay dos tipos básicos de procesos MEA disponibles para la industria actual:

1. MEA convencional, que normalmente usa una disolución de 15 a 20% en peso de MEA en agua y una carga neta de gas ácido de 0.019 a 0.027 m^3/l .



2. MEA de alta carga, que usa una disolución de 30 a 40% en peso de MEA y una carga neta de gas ácido de aproximadamente 0.068 m³/l.

Hasta la fecha, el proceso MEA se ha aplicado solo a la eliminación de CO₂ de las corrientes de gas natural, las mayores cargas de CO₂ han sido posibles gracias a la efectividad de los inhibidores de corrosión agregados a la disolución. Los inhibidores empleados con éxito hasta ahora son compatibles solo con CO₂, es decir, el H₂S tiende a destruir su efectividad.

El proceso de dietanolamina (DEA) se considera el segundo proceso de tratamiento de gas más utilizado. La DEA es una amina secundaria, mientras que la MEA es una amina primaria. Por lo tanto, la DEA es generalmente menos reactiva que la MEA. Las ventajas de la DEA con respecto a la MEA son que la DEA tiene resistencia a la degradación de COS y CS₂ y menores pérdidas por vaporización. Sus desventajas son una menor reactividad, mayores tasas de circulación de disolvente y un mayor costo. La DEA a menudo se usa para tratar las corrientes de gas ácido de la refinería debido a la presencia de COS y CS₂. En los últimos años, la DEA ha ganado una aceptación mucho más amplia. Esto aparentemente se debe a la naturaleza extremadamente ácida de los gases, con presiones parciales muy altas de H₂S y la presencia de COS. Se ha demostrado que la carga de gas ácido en DEA puede aumentar de forma apreciable con respecto a MEA en cantidades altas de H₂S. Hay tres grados de carga utilizados para DEA:

1. DEA convencional, que usa una solución de 20 a 25% en peso de DEA y una carga neta de gas ácido de 0.015 a 0.0223 m³/l;
2. DEA de alta carga, que usa una disolución de 25 a 27% en peso de DEA y una carga neta de 0.38 a 0.0404 m³/l; y (3) SNPA: DEA, que usa una solución de 25 a 30 en peso de DEA y una carga neta de 0.041 a 0.047 m³/l.

Con corrientes de gas ácido muy ricas en H₂S, no se ha informado que la corrosión sea un problema en las soluciones de DEA más fuertes y más cargadas. Además, los inhibidores de corrosión generalmente no se aplican a estos sistemas DEA.

Los procesos con Trietanolamina no se considera de importancia comercial significativa, pese a la gran ventana operativa que tiene este tipo de alcanolamina su costo operativo la hace poco usada.



Los puntos clave a considerar en el diseño y operación de una planta de amina son los siguientes;

1.- Proporcionar un separador de entrada de gas adecuado lo suficientemente grande y eficiente como para eliminar esencialmente todos los sólidos y líquidos libres para evitar que estas impurezas entren en la disolución de amina. En muchas plantas, la mayor parte del sulfuro de hierro que se encuentra en el sistema de aminas entra con el gas ácido. La eliminación eficiente de este sulfuro de hierro del gas puede evitar muchos problemas operativos y de mantenimiento. Por supuesto que entre más limpios de estas impurezas sean las corrientes a procesar, más satisfactorio será el funcionamiento de la planta, por lo que en ocasiones es necesario disponer de sistema de filtración o separación a fin de asegurar que las corrientes se encuentren en la condición adecuada.

2.- Para regenerar las disoluciones del tipo descrito, el líquido se pasa por una torre que puede contener platos o empaques en contracorriente con un vapor, generalmente vapor obtenido por ebullición de la disolución en la parte inferior de la torre. Esto puede ser realizado en un termosifón o un hervidor de agua que se calienta con gas de proceso o vapor. El vapor elimina los gases ácidos de la disolución y la mezcla de vapores que sale de la parte superior de la columna, pasa a través de un enfriador de gas ácido, el vapor se condensa y devuelve al proceso a través de una recirculación. La mezcla de gas ácido también contiene una cantidad menor de hidrocarburos que se "arrastraron" desde el absorbedor con la amina.

3.- Normalmente se usan 20 platos en el absorbedor.

4.- Si el absorbedor opera de 14.07 a 21.1 kg/cm² o más presión, se debe incluir un tanque flash para la DEA rica.

5.- La reducción de presión en la DEA rica se debe hacer aguas abajo del absorbedor y justo aguas arriba del separador.

6.- Las velocidades de flujo no deben excederse de 1.5 a 2.1 m/s a través de las tuberías y de 4.6 a 6.1 m/s a través de las válvulas de control.



7.- El regenerador se debe operar a una presión suficiente para que la temperatura del fondo esté en el rango de 110 a 121 °C, con un máximo absoluto válido de 127 °C.

8.- Normalmente, se usan 20 platos en el regenerador, con reflujo hacia la bandeja superior. La DEA rica normalmente se agrega en el tercer plato desde la parte superior.

9.- En la mayoría de los sistemas de amina se usa normalmente una tasa de vapor de extracción de 0.12 a 0.15 kg de vapor / litro. Esto debería dar como resultado una relación de reflujo (mol de H₂O/mol de gas ácido) de 1.0 a 3.0, que debería ser adecuada.

10.- El absorbedor y el regenerador funcionan a diferentes temperaturas, en este caso, los intercambiadores de calor se usan para intercambiar calor entre la DEA rica (cargada con gas ácido) y la DEA pobre (líquido del regenerador).

11.- El intercambiador de amina/amina debe calentar la disolución rica a 87.7 a 93.3 °C antes de entrar en el extractor. La amina rica debería fluir a través de los tubos. Las velocidades lineales de 0.61 a 0.92 m/s no deben excederse a través de los tubos

12.- Debido a la diferencia en las presiones de operación, es necesario bombear la DEA desde el regenerador al absorbedor, pero normalmente no en la dirección opuesta. Un controlador de nivel en la base del absorbedor acciona una válvula de control en la línea de disolución y la presión del absorbedor proporciona la fuerza impulsora. La reducción repentina de la presión en la válvula de control hace que el gas ácido se separe y es una mezcla de gas y líquido que entra al regenerador, generalmente se utiliza un tanque separador como rectificador evitando el desprendimiento excesivo de gases ácidos.

13.- Debido al "flashing" descrito anteriormente, la válvula de control en la entrada de la DEA debe estar hecha de acero inoxidable con una guarnición endurecida.



14.- La línea entre la válvula y el regenerador debe ser de acero inoxidable e idealmente, debe ser lo más corta posible, aunque si la válvula se va a colocar a nivel del suelo para facilitar el mantenimiento, este será el factor de control.

15.- El regenerador debe estar protegido por un revestimiento de acero inoxidable dentro de la sección superior, siendo la entrada tangencial para facilitar la separación de gas y líquido. El propio regenerador, como absorbente, está hecho de acero dulce con alivio de la tensión.

16.- Hay varias maneras de mejorar la eficiencia de eliminación de CO₂ de la planta. el más simple es el diseño de flujo dividido en el que una parte de la DEA se enfría antes de ser alimentada en la parte superior del absorbedor, reduciendo así la presión parcial de equilibrio, la disolución caliente restante ingresa más abajo en la columna para mantener la mayor tasa de absorción.

17.- Se realizan mejoras adicionales mediante procesos de dos etapas en los que la disolución se regenera de forma moderada y solo una parte, 20%, se regenera (DEA pobre). La DEA pobre se bombea a la parte superior del absorbedor y a un punto más abajo donde la concentración coincide aproximadamente con la del líquido descendente. Dichos procesos tienen caudales muy diferentes en las dos secciones de cada recipiente, y las dos secciones generalmente están hechas de diferentes diámetros por economía y facilidad de operación.

18.- Alternativamente, la eliminación a granel de gases ácidos puede tener lugar en una disolución de carbonato y luego una eliminación adicional en una disolución de amina. Los dos regeneradores se pueden construir en una torre siempre que las disoluciones se mantengan separadas por el diseño apropiado.

19.- Hay muy pocos datos publicados sobre el diseño práctico de las columnas de desorción. Los sistemas son tan complejos que por lo general es necesario escalar desde los datos de la planta piloto o utilizar la experiencia operativa de plantas similares. El tipo de proceso requerido depende de la presión del absorbente y del nivel de gas ácido requerido en el gas eliminado.



La velocidad de circulación de la disolución se determina a partir:

- De la tasa de flujo de gases ácidos que se eliminarán.
- Su concentración en el gas de alimentación.
- El grado de eliminación en el regenerador.

La variable principal en el diseño del regenerador, es la carga térmica del rehervidor que determina el caudal de vapor en la columna. El vapor requerido depende del nivel de eliminación de gas ácido requerido (nivel de regeneración de la disolución pobre) y la presión parcial del gas ácido en la alimentación.

20.- El flujo de vapor se muestra como un rango que depende de si los costos de combustible son bajos o altos. Para operar a los niveles más bajos de consumo de vapor, se requieren patrones de flujo más complejos y plantas de mayor costo de capital. Este flujo de vapor, junto con el caudal de líquido y las densidades de fase, permite estimar la velocidad de inundación, utilizando las correlaciones estándar. El diámetro de la torre se basa entonces en una velocidad del vapor que es del 40 al 60% de la velocidad de inundación. La eficiencia de las columnas de platos en tales aplicaciones es generalmente tan baja que las columnas empacadas son más económicas. El volumen de empaque, y por lo tanto su altura se obtiene de los datos de la planta piloto.

21.- Los sistemas desorbentes, absorbedores tienden a sufrir problemas de formación de espuma que ocurre cuando la disolución se contamina. Los agentes antiespumantes solo se agregan intermitentemente para mantener la espuma dentro de los límites aceptables.



2.3.- Sistemas Separación Criogénica.

La recuperación de un componente del gas de entrada como un producto hidrocarburo líquido puede ser una parte importante de los ingresos del proyecto. El consumo de potencia se incrementa para la recuperación de NGL y está relacionado con la energía de separación y licuefacción de esta fracción. La decisión de recuperar etano generalmente estará determinada por la prima del valor neto de etano como líquido.

Los diversos procesos utilizados en el procesamiento de gas natural para la recuperación de NGL, son:

1. Separación de etapas.
2. Refrigeración.
3. Adsorción.
4. Absorción.
5. turbo expansión (criogénica).
6. fraccionamiento del producto.

La recuperación de NGL puede integrarse de manera rentable con la turbo expansión (criogénica) para lograr economías en equipo y costos de operación. Para alcanzar niveles típicos de recuperación de etano de 70-85%, es necesario alcanzar temperaturas de -83 a -118 °C en el procesamiento, a menudo mediante el uso de turbo expansores. Al integrar estas operaciones en frío con las de refrigeración, la necesidad de equipos redundantes de intercambio de calor puede minimizarse o eliminarse. Se pueden lograr economías adicionales mediante el uso óptimo de la refrigeración en las secciones de la planta.

Frecuentemente hay equipos para la recuperación de líquidos en las instalaciones procesadoras de gas, pero el proceso a base de turbo expansores ha demostrado en muchas ocasiones ser el más conveniente para altas recuperaciones de etano por cual es el que se analizará a continuación:

La destilación criogénica es una técnica que se ha aplicado durante mucho tiempo al procesamiento de gas natural para la eliminación de nitrógeno.



En una aplicación típica, el gas se trata para eliminar las impurezas, se enfría y se condensa para generar fases de equilibrio y se fracciona para obtener productos relativamente puros. La alta volatilidad relativa de los componentes clave, nitrógeno y metano hace que la destilación sea un medio conveniente para lograr una separación relativamente eficiente de la mezcla de gases. El procesamiento criogénico es una técnica comprobada y confiable para mejorar el gas natural.

El esquema de diseño del proceso de turbo expansión (criogénica) utilizada actualmente para las principales plantas de recuperación de NGL se basa en el uso de un turbo expansor en el proceso.

La primera planta práctica de recuperación de NGL en los Estados Unidos utilizando un turbo expansor se construyó a mediados de la década de 1960, el diseño fue para un alto nivel de recuperación de propano. Se construyó en el punto de entrega de una tubería a una ciudad, donde normalmente se ocurría una importante caída de presión en el gas a través de las válvulas de regulación de presión. Esta caída de presión se estaba desperdiciando. Al utilizar el turbo expansor para aprovechar la caída de presión en lugar de las válvulas de control, se podría recuperar una cantidad de energía impresionante. En pocas palabras, esta caída de presión se tradujo en un efecto de refrigeración que permitió la recuperación de un alto porcentaje de propano y componentes más pesados en el gas. Las percepciones originales eran que el proceso de expansión se aplicaría principalmente solo en situaciones donde estaba disponible una caída de presión "libre". Esto se dejó de lado rápidamente debido a varios factores combinados, en los siguientes años, para resaltar el diseño del expansor.

Un turbo expansor es un dispositivo diseñado para permitir que el gas se expanda a lo largo de una trayectoria isoentrópica aproximada. Las turbinas de vapor son turbo expansores diseñados con vapor como gas en expansión.

El concepto de expandir un gas para la recuperación de energía no era nuevo en la industria de procesamiento de gas. La disponibilidad de un flujo práctico, flujo radial, flujo variable, máquina eficiente capaz de hacer frente a la formación de líquido en el proceso fue una de las claves para la aplicación a una instalación de procesamiento de gas.



La otra característica importante fue el compresor de eje directo conectado para absorber la potencia producida en el expansor. Dado que el esquema de proceso habitual mantiene una relación de flujo fijo entre el gas expandido y el gas comprimido, el compresor turbo expansor funciona con una carga equilibrada en un amplio rango de velocidades de entrada de gas. El control del sistema es sencillo y la operatividad del sistema es muy buena.

Los gases de hidrocarburos reales se enfrían significativamente con la expansión isentrópica. Esto se convierte en una fuente eficiente de refrigeración a baja temperatura (rango de -100 a -150 F). Si bien esto fue menor que el requerido para la recuperación de propano eficiente, fue ideal para las plantas de recuperación de etano. Y la necesidad de una mayor recuperación de etano, para la materia prima petroquímica, estaba aumentando rápidamente.

El proceso de expansión requiere una gran caída de presión (generalmente con una relación de expansión entre 2 y 4).

La simplicidad básica de los equipos de la planta de expansión, junto con el costo competitivo instalado de la máquina motriz, se combinaron para hacer que el expansor procesara a un costo menor aplicado a la recuperación de etano.

Con la recuperación eficiente del calor residual de la turbina de gas, el proceso de expansión también podría funcionar con menos combustible. Todos estos factores contribuyeron al cambio rápido hacia el proceso de expansión como el esquema preferido de recuperación de NGL.

Como es común con el desarrollo de la mayoría de los nuevos esquemas de procesos, estos evolucionan hacia modelos más complejos y eficientes para lograr recuperaciones más altas y menores costos generales. Los primeros diseños que empleaban el expansor eran muy simples, como se ilustra en la Fig. 2.3.

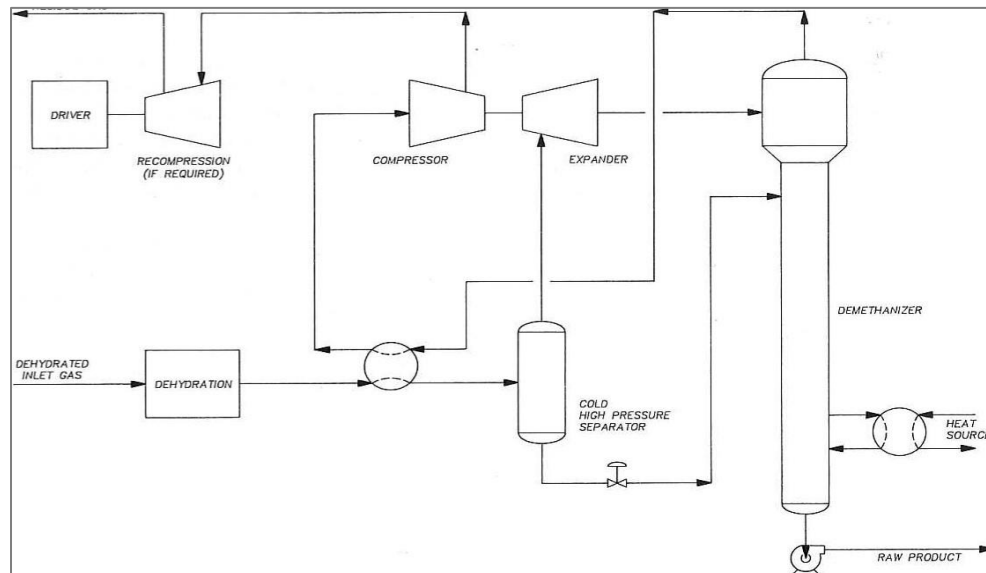


Figura 2.3.- Esquema simple para la recuperación de NGL.

Fuente: Jhon J. Mcketta et all "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Marcel Dekke, INC, New York and Basel 1990.

Algunos problemas surgieron para predecir las capacidades de separadores y torres de platos por lo que nuevos procedimientos y criterios de diseño se desarrollaron para superar estos problemas. Junto con el desarrollo de una máquina práctica para el expensor, se estaba aplicando un nuevo tipo de intercambiador de calor (en la industria de procesamiento de gas) para reducir el costo de la planta. El intercambiador de tipo de aluminio soldado proporcionó un diseño muy rentable, adecuado para bajas temperaturas de proceso y proporcionando una superficie de alta densidad para permitir una buena eficiencia.

Los diseños de plantas expansoras alcanzaron rápidamente niveles de recuperación de etano de 70 a 80%, sin complicaciones extensas. El esquema de proceso simple convencional que usa los líquidos de la salida del expensor como reflujo al desmetanizador es satisfactorio para niveles de recuperación de aproximadamente 80% o más para el etano.



Obtener recuperaciones por encima de 85% de etano, requiere algún tipo de reflujo de metano que puede generarse de varias maneras, una puede ser variando el uso de una parte del gas pobre a alta presión que se ha condensado por intercambio y otra el reciclado de una porción del gas residual que también se condensa.

El esquema de proceso simple (fig. 2.3) representa las partes básicas del proceso de expansión para la recuperación de NGL. El gas de entrada (después de la deshidratación) intercambia calor con el gas residual de baja presión y baja temperatura. Después del intercambio de calor, los líquidos condensados se separarán en un separador de alta presión. Este separador normalmente funciona a una presión inferior que la presión de la tubería de entrada y a una temperatura entre -45 y -62 °C. Los líquidos del separador se evaporan y alimentan al desmetanizador. Los vapores del separador fluyen al expansor donde se expanden hasta la presión del desmetanizador. Esta expansión produce un trabajo útil, que se utiliza en la compresión de gas residual. Los gases expandidos se enfrían de -90 a -106 °C y algunos componentes se condensan. La corriente se alimenta a un separador en la parte superior del desmetanizador. Los líquidos del separador fluyen a la parte superior del desmetanizador para proporcionar reflujo a la torre. El desmetanizador funciona como un separador, con el calor suministrado por medio del cambiador de calor se dispone de la energía para desmetanizar adecuadamente el producto crudo del fondo de la torre. El desmetanizador típicamente tiene de 6 a 10 platos teóricas.

El vapor de residuo frío intercambia calor con el gas de entrada y luego se comprime en el compresor que es integral con el turbo expansor, absorbiendo así el trabajo producido en el expansor. Esta compresión es generalmente insuficiente para entregar el gas residual a su presión final, por lo tanto, se debe proporcionar compresión suplementaria para restaurar el gas residual al nivel de presión requerido.

Dependiendo de los niveles de presión, la riqueza de gas y los niveles de recuperación es práctico usar el gas de entrada para proporcionar la energía necesaria por el rehervidor del desmetanizador como se muestra en la Fig. 2.4.

Esto es termodinámicamente más eficiente que el esquema simple anterior (fig. 2.3), y fue una de las primeras mejoras utilizadas en el diseño del proceso de expansión.

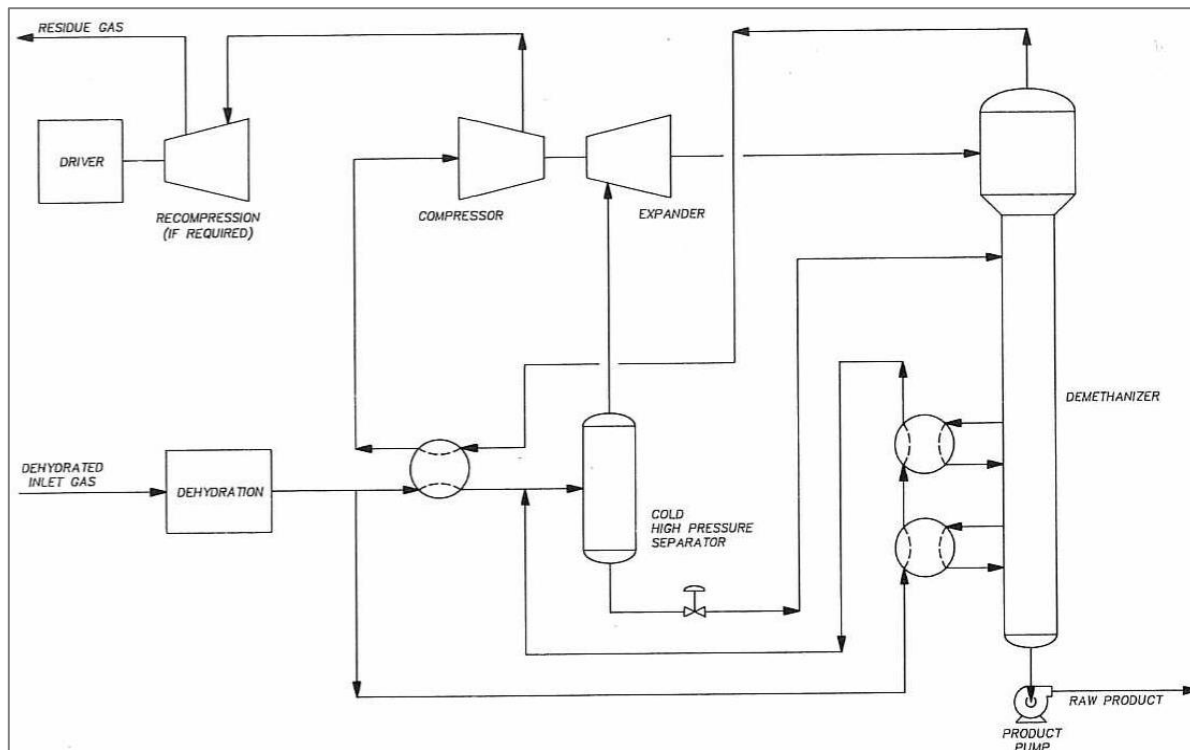


Figura 2.4.- Esquema de recuperación de NGL con rehervidor de gas de carga.

Fuente: Jhon J. Mcketta et all "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Marcel Dekke, INC, New York and Basel 1990.

La Figura 2.5 agrega mejoras adicionales para la eficiencia de la planta. Un rehervidor lateral mejora la recuperación termodinámica de la refrigeración del proceso y un tanque de evaporación aguas arriba del desmetanizador reduce la carga en la torre.

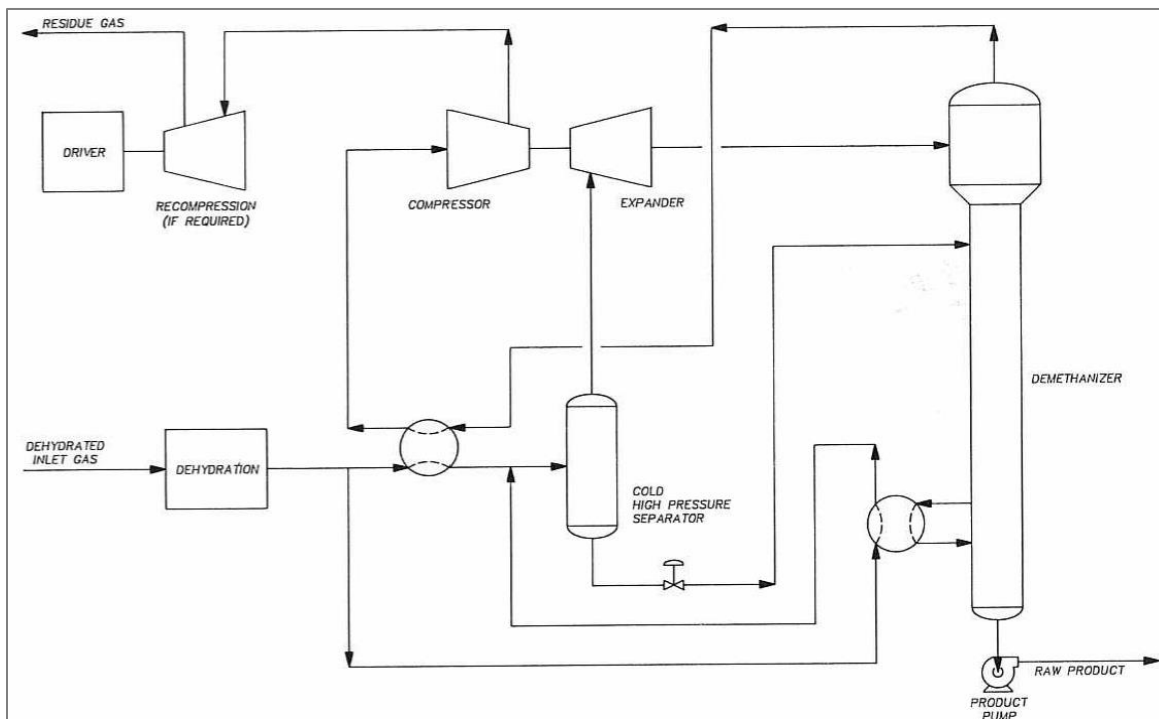


Figura 2.5.- Esquema de recuperación de NGL con un solo rehervidor de gas de carga.
Fuente: Jhon J. Mcketta et all "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Marcel Dekke, INC, New York and Basel 1990.

La figura 2.6 muestra la adición de refrigeración externa que puede ser ventajosa para gases más ricos o recuperaciones más altas. Se ha agregado un tanque de expansión de baja presión adicional.

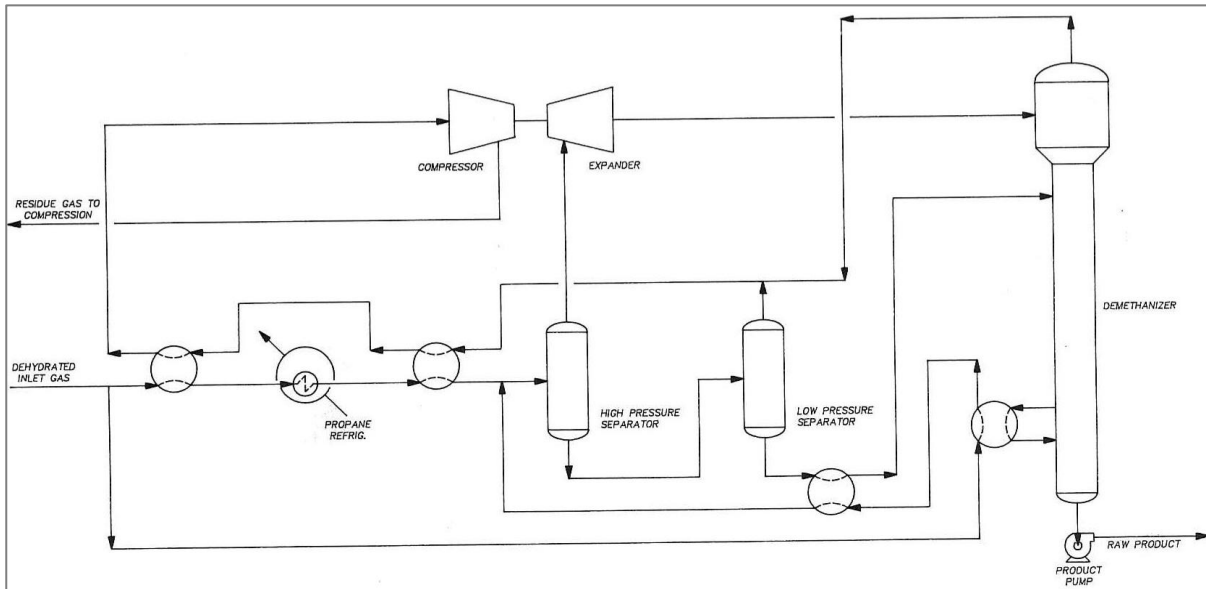


Figura 2.6.- Esquema de recuperación de NGL con refrigeración externa.

Fuente: Jhon J. Mcketta et all "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Marcel Dekke, INC, New York and Basel 1990.

La siguiente sofisticación se muestra con el uso de dos expansores como el proceso de la Fig. 2.6. Este esquema de flujo incluye dos rehervidores laterales en el desmetanizador, separación a baja presión y refrigeración externa. Esto puede mejorar la eficiencia termodinámica del proceso y agrega una importante complicación operativa.

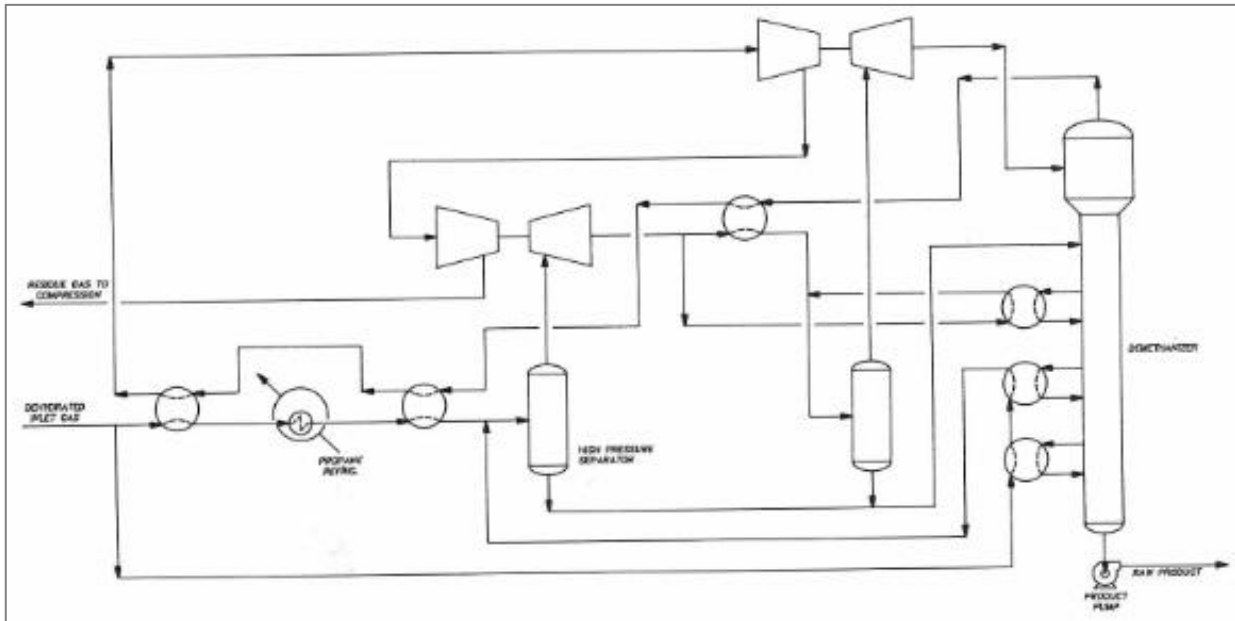


Figura 2.7.- Esquema de recuperación de NGL con dos expansores y refrigeración externa.
Fuente: Jhon J. Mcketta et all "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Marcel Dekke, INC, New York and Basel 1990.

Relacionado con los procesos de recuperación de NGL es indispensable realizar lo siguiente:

- La eliminación de los constituyentes del gas ácido (CO_2 y H_2S) planteado en la sección anterior.
- La deshidratación del gas es esencial para todas las plantas de recuperación de NGL.



Deshidratación.

El gas natural de un yacimiento casi siempre contiene agua, hasta los límites de saturación en las condiciones del depósito.

Si el gas se enfría hasta el punto en que hay agua libre, se formarán hidratos dependiendo de la temperatura, presión y composición del gas, estos hidratos no pueden ser tolerados en los esquemas de recuperación de NGL. El proceso debe protegerse mediante la inhibición de los hidratos o la eliminación del agua de la corriente de gas antes del procesamiento. Los esquemas más comunes en uso para evitar la formación de hidratos son:

1. Inyección de glicol.
2. Contactor de glicol.
3. Inyección de alcohol.
4. Deshidratación en lecho fijo.

La inyección de glicol se ha utilizado ampliamente en plantas de aceite refrigerado, Se inyecta una mezcla de etilenglicol y agua (70 a 80% en peso de etilenglicol) en la corriente de entrada de gas al intercambiador gas-gas y al enfriador de gases, la disolución de glicol actúa como un inhibidor para evitar la formación de hidratos, en condiciones operativas esta se elimina de la corriente de gas y se reconcentra para ser reciclada como un proceso continuo.

Este esquema es susceptible de problemas tales como:

- Distribución inadecuada del producto en los intercambiadores.
- Dificultad para eliminar el producto del gas.
- Formación de espuma.
- Solubilidad mutua entre los líquidos hidrocarbonados y la solución de glicol.

La deshidratación de gas utiliza un adsorbedor de platos y el compuesto que normalmente se usa es el trietilenglicol el cual se aplica a diversas concentraciones dependiendo del grado de deshidratación requerida.



Mientras que la disminución del punto de rocío de 15.5 °C puede ser común para la deshidratación en campo, es posible lograr hasta de 65.5 °C mediante el uso de glicol altamente concentrado, diez o más platos en el adsorbedor y manteniendo la tasa de circulación relativa al contenido de agua del gas.

La inyección de alcohol es similar a la inyección de glicol, ya que la mezcla utilizada inhibe la formación de hidratos.

Por otra parte, la deshidratación en lecho fijo es el método más común de deshidratación asociado con las instalaciones de recuperación de NGL de tipo expansor. Los adsorbentes empleados son alúmina, gel de sílice y tamices moleculares. Los tamices moleculares son los más ampliamente utilizados, y proporcionan contenidos de agua de menos de 1 ppm.

Se usan muchos esquemas de regeneración diferentes, pero típicamente una porción del gas residual seco se calienta para regenerar los lechos. Se debe prestar atención al esquema de regeneración para evitar picos excesivos de agua en el gas residual. Un problema similar de picos de concentración puede ocurrir para pequeñas cantidades de dióxido de carbono o sulfuro de hidrógeno en el gas de entrada.



CAPITULO 3

Planteamiento del Procesamiento del Gas Shale mediante simulación de procesos.



3.-Planteamiento de procesamiento.

Se tomarán dos secciones de acondicionamiento "endulzamiento y separación criogénica", estas son las secciones fundamentales para la utilización del gas en la industria petroquímica.

El endulzamiento acondiciona el gas amargo removiendo las cantidades no deseadas de componentes ácidos con parámetros mínimos establecidos por la separación criogénica.

Por su parte la sección criogénica separa los componentes hidrocarburos de interés mediante columnas a temperaturas bajas, estos componentes de interés son: metano (C1) utilizado como combustible y el más importante en este caso el etano (C2) ya que este es la base en la industria petroquímica para la creación de: Polietileno, Óxido de Etileno, Etilenglicol y Cloruro de Vinilo entre otros. gracias a la gran presencia de este componente de manera natural en la corriente de gas "Shale", es más que atractiva su extracción.

Estableciendo, la composición y las condiciones de presión y temperatura vistas en la sección 3.1, se cargaron las diferentes operaciones unitarias en el software de simulación de procesos PRO/II, en dos secciones: endulzamiento y separación criogénica considerando las condiciones de operación, criterios de procesamiento y las restricciones presentadas por los componentes clave de interés. Analizando los resultados se determinan para cada sección los rendimientos obtenidos.

3.1.-Bases conceptuales de diseño de proceso.

Se establecerán los puntos necesarios para realizar el procesamiento que comprende: endulzamiento y separación criogénica para obtener etano.

3.1.1.- Función de la planta endulzadora y criogénica.

La función de la sección de endulzamiento es remover los contaminantes ácidos presentes en la corriente de gas amargo con parámetros mínimos establecidos.



La sección criogénica efectúa la separación (recuperación) tanto de metano como de etano de los hidrocarburos licuables, obteniendo como productos en esta sección; metano y etano además de hidrocarburos licuables llevados fuera del límite de batería.

3.1.2.- Tipo de proceso.

En la primera sección, el proceso consiste en la eliminación de CO₂ contenido en el gas, por medio de una absorción química utilizando como agente absorbente una disolución acuosa de Monoetanolamina "MEA".

En la segunda sección, se efectúa una separación física para la recuperación de metano y etano, la cual consiste en: compresión, enfriamiento y fraccionamiento mediante dos torres realizando la separación entre metano, etano y licuables.

3.1.3.- Determinación de la capacidad de la planta.

Basados en tecnología desarrollada en Estados Unidos para la producción de Gas "Shale" se muestra los niveles de producción de las regiones productoras de este gas en Estados Unidos.

Tabla 3.1.- Producción de yacimientos en Estados Unidos en Millones de pies cúbicos diarios (mmpcd).

Región	mmpcd
Haynesville	10,000
Bossier	9,000
Niobrara	5,000
Marcellus	16,000
Utica	4,000
Eagle Ford	8,000
Pearnsall	16,000
Barnett	4,000

Fuente: Elaboración propia con datos de World oil "Shale Tech" 2016.

Con base en estos datos, considerando la región de Haynesville & Eagle Ford, se definió un flujo de 10 Millones de pies cúbicos diarios (mmpcd) de gas como materia para desarrollar el trabajo subsecuente.



3.1.4.- Especificaciones de la alimentación.

El activo de burgos localizado en la costa del golfo de México, aledaño al estado de Texas, E.U. es considerado una extensión del emblemático yacimiento Eagle Ford, or lo tanto, es válido considerar como una aproximación a su composición la correspondiente al Gas "Eagle Ford" que a continuación se señala:

Tabla 3.2.- Composición de la corriente de gas no convencional.

	Shale Gas
	%mol
Nitrógeno, N₂	0.38
Dióxido de carbono, CO₂	0.633
Ácido Sulfhídrico, H₂S	0.05
Metano, C1	79.689
Etano, C2	12.02
Propano, C3	3.803
i-Butano, iC4	0.553
n-Butano, nC4	1.117
i-Pentano, iC5	0.336
n-Pentano, nC5	0.409
Hexano, C6	0.473
Pentano, C7	0.537
Total	100

Condiciones de Alimentación en límites de Batería.

Tabla 3.3.- Condiciones de Alimentación en límites de Batería.

Procedencia	Alimentación	Estado Físico	Presión man (kg/cm ² man)			Temperatura			Forma de entrega
			Max.	Nor.	Min.	Max.	Nor.	Min.	
Ducto de pozo	Gas amargo	Gas	13	13		16	16		Tubería
Endulzamiento	Gas Dulce	Gas	14	14		24	24		Tubería

Fuente: Elaboración Propia con datos de handbook of natural gas.

3.1.5.- Especificación de los productos

Tabla 3.4.-Especificación de productos.

	Gas Dulce	Gas Residual	Etano	Licuables
	% mol			
N2	0.004	0.0026	0	0
CO2	0	0	0	0
Metano	0.81	0.98	0.015	0
Etano	0.12	0.02	0.985	0.0013
Propano	0.038	0	0	0.6
Butano (+)	0.03	0	0	0.4

Fuente: Elaboración Propia con datos de handbook of natural gas.

Tabla 3.5.-Condiciones de los Productos en Límites de Batería.

Destino	Producto	Estado Físico	Presión man (kg/cm2 man)			Temperatura			Forma de entrega
			máx.	Nor.	Min.	máx.	Nor.	Min.	
Criogénica	Gas Dulce	Gas	14	14		24	24		Tubería
Gaseoducto	Gas Residual	Gas	12	12		32	32		Tubería
Almacenamiento	Etano	Gas	8	8		-28	-28		Tubería
Fraccionadora	Licuables	Gas	8	8		38	38		Tubería

Fuente: Elaboración Propia con datos de handbook of natural gas.

3.2.- Sección de Endulzamiento.

La corriente de gas de lutitas contiene CO_2 , un componente ácido indeseable en el producto y en la separación criogénica en un orden menor del 0.5% mol de CO_2 y es necesario remover el componente ácido.

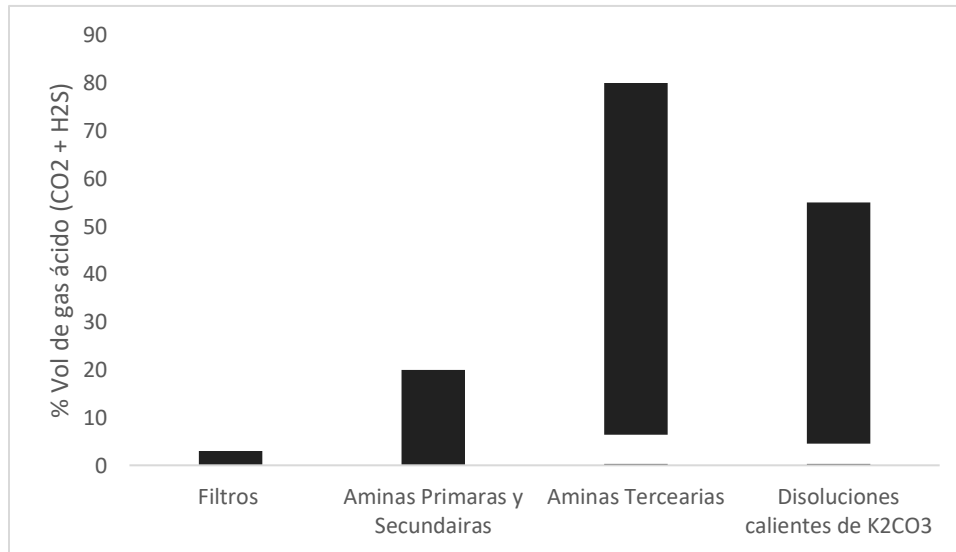


Figura 3.1.- Procesos típicos y sus rangos de operación para el endulzamiento de gas.
Fuente: *Elaboración Propia con datos de PretoSkills JMC, LLC 2013.*

En la figura 3.1 se muestra 4 procesos empleados para remover el componente ácido y su rango de operación.

- Filtros con camas de óxido de zinc.
- Absorción con Aminas primarias y secundarias (MEA, DEA).
- Absorción con Aminas Terciarias (TEA)
- Absorción con Disoluciones calientes de carbonato de potasio (K_2CO_3).

Los filtros tienen un rango muy pequeño de operación el cual limita la operación a variaciones de concentración de componentes ácidos en la corriente de gas amargo. Si bien la absorción utilizando carbonato de potasio tiene un rango mucho mayor que comprende entre 6% vol. a 56 %vol. de gas ácido es poco empleada en la industria.



Como se mostró en el capítulo anterior los procesos más utilizados para endulzar el gas son los procesos de absorción química con alcanolaminas.

La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la disolución de amina, En la gráfica 3.1 estos procesos son divididos en dos secciones Aminas Primarias y Secundarias: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) y Aminas terciarias: Trietanolamina (TEA).

Si bien las alcanolaminas absorben tanto Dióxido de Carbono CO_2 y Ácido Sulfhídrico H_2S las aminas terciarias como lo es la TEA se encuentra en un rango más alto con lo que lo hace apto para remover grandes cantidades de componentes ácidos, pero no aplicables para porcentajes pequeños de gas ácido.

Con base a lo anterior el medio que más se adapta a este proceso en especial es el endulzamiento con alcanolaminas primarias y secundarias, por su capacidad de absorber ambos gases ácidos.

En este caso el componente ácido principal en la corriente de gas de lutitas es el dióxido de carbono CO_2 el cual reacciona tanto con monoetanolamina (MEA) y dietanolamina (DEA) con diferentes mecanismos de reacción principalmente vía carbamato, pero la MEA es más activa hacia CO_2 en comparación con la DEA, por lo que la MEA remueve el CO_2 casi por completo.

En este trabajo, se propone el uso de monoetanolamina (MEA) ya que además de lo antes expuesto, incluye mayor estabilidad, mínima degradación térmica, facilidad para regenerarse, mayor capacidad de absorción de gases ácidos por unidad de volumen, es químicamente estable con lo que se minimiza la degradación de la disolución y en comparación con la Dietanolamina (DEA) y la Trietanolamina (TEA) es mucho más barata.



3.2.1.- Descripción del Endulzamiento.

La corriente de gas shale se alimenta a un separador de gas amargo FA-101 con el fin de eliminar los líquidos presentes y partículas de arrastre, los líquidos obtenidos en el separador de gas amargo se enviarán fuera del límite de batería, el gas amargo se alimenta por la parte inferior de la torre de absorción DA-101, en contracorriente de la disolución de monoetanolamina (MEA) pobre (MEA con bajo contenido de gases ácidos), la MEA pobre se alimenta por la parte superior de la torre de absorción, en el plato 4 ya que los primeros 3 platos son utilizados como platos de lavado de gas dulce donde se recircula agua para evitar las pérdidas de MEA por evaporación.

Por el domo de la torre de absorción se obtiene gas dulce como producto enviado a separación criogénica fuera del límite de batería y por el fondo se obtiene MEA rica (MEA con alto contenido de gases ácidos).

La MEA rica proveniente de la torre de absorción se envía a un separador horizontal FA-102 en donde se logran separar aquellos hidrocarburos que fueron arrastrados en la MEA rica.

La MEA rica pasa por un filtro de cartuchos FG-102/R para remover los sólidos generados por oxidación del material y erosión además de los productos de degradación de MEA, esta corriente de MEA rica es utilizada para enfriar MEA pobre (regenerada) en un intercambiador MEA rica/MEA pobre EA-102.

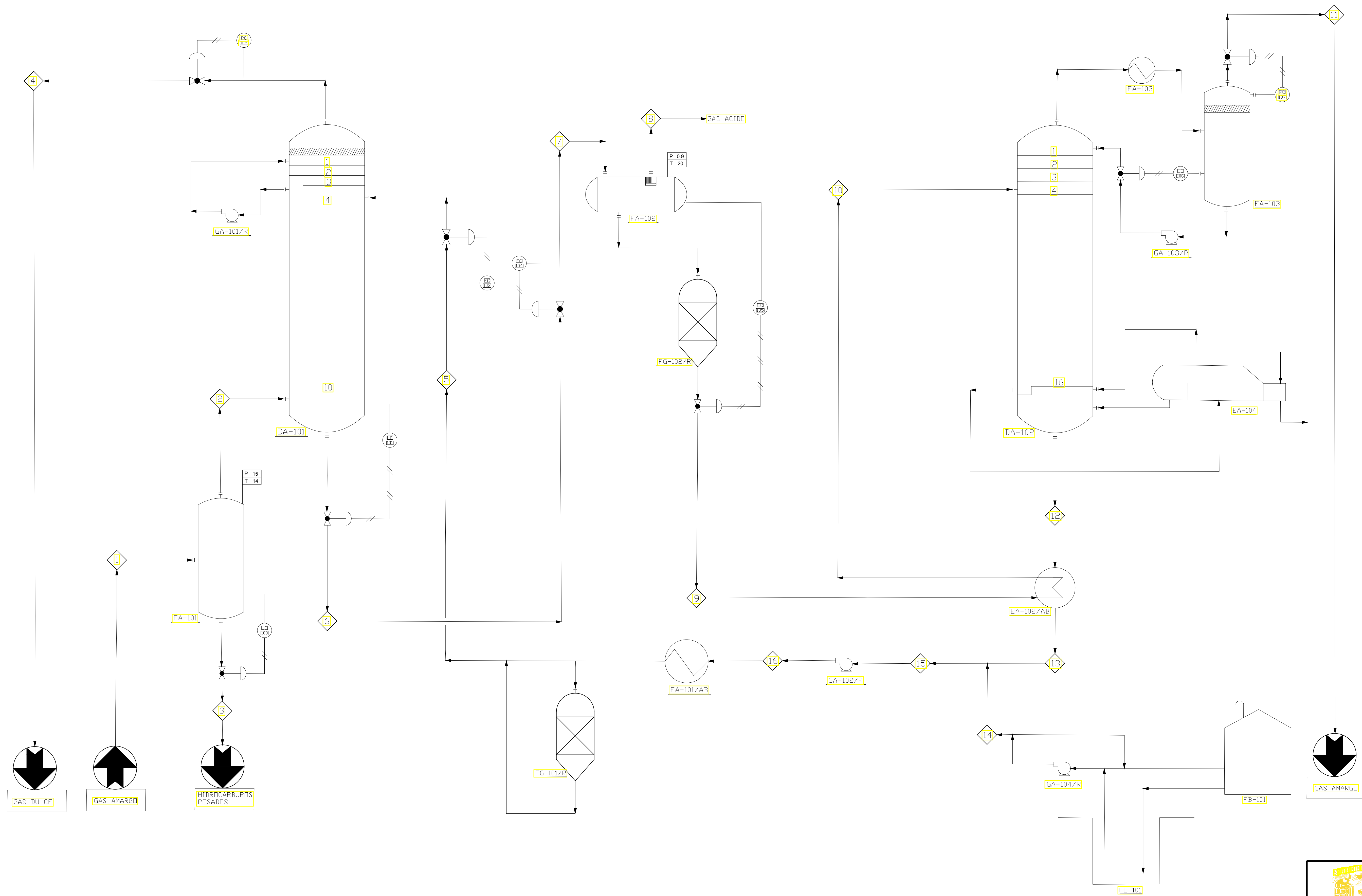
La MEA rica calentada por el intercambiador MEA rica/MEA pobre es alimentada a la torre regeneradora de platos DA-102 donde se le disminuye la presión y se aumenta la temperatura.

En el domo de la torre regeneradora se tiene un separador FA-103, por la parte inferior se recircula disolución de MEA y por la parte superior del separador se obtiene gas ácido enviado fuera del límite de batería.



La MEA pobre obtenida por el fondo de la torre regeneradora entra al intercambiador MEA pobre/MEA Rica en donde la MEA pobre se enfría, entra a un segundo enfriador EA-101/R, posteriormente se filtra (20 % en volumen de la corriente) en un filtro de carbon activado FG-101/R, para eliminar hidrocarburos condensados y partículas de óxido de fierro producidos por la erosión de los equipos, para alimentarse la MEA pobre a la torre de absorción cerrándose el ciclo.

La disolución de MEA es preparada a la concentración especificada en una fosa de MEA y se bombea a un tanque de almacenamiento atmosférico, donde se inyecta la cantidad necesaria para restablecer la concentración en el sistema. La descripción anteriormente escrita se muestra de manera gráfica en la figura 3.2 en el diagrama de flujo de proceso.



BALANCE DE MASA Y ENERGIA							
NUMERO DE CORRIENTE	1	2	3	4	5	8	11
DESCRIPCION				GAS DULCE	LIQUID O		GAS ACIDO
FASE	MEZCLA	VAPOR	LIQUID O	VAPOR	LIQUID O	VAPOR	VAPOR
TEMPERATURA	15.5	15	15	23.3	26.3	19.56	84.15
PRESION	14	14.06	14.06	14.75	14.95	0.98	0.95
ENTALPIA	22.7	21.28	0.09	23.6	2.75	0.008	1.9
PESO MOLECULAR	21	20.27	75.78	20.11	20.13	37.97	28.4
FRACCION MOL VAPOR	0.99	1	0	1	0	1	1
FRACCION MOL LIQUIDO	0.001	0	1	0	1	0	0
FLUJO	17627	17407	220	17326	6101.8	2.3232	226.8
COMPOSICION							
NO2	0.0038	0.0038	6E-05	0.0038	00	0.0015	7E-07
CO2	0.0063	0.0063	0.0013	3E-08	.0023	0.0007	0.5
METANO	0.80	0.8061	0.0606	0.801	0	0.4197	0.0003
ETANO	0.12	0.1209	0.0633	0.1214	0	0.2076	0.0003
PROPANO	0.038	0.0375	0.0713	0.0377	0	0.0820	6E-05
ISO-BUTANO	0.0055	0.0052	0.0264	0.0052	0	0.016	5E-06
n-BUTANO	0.0111	0.01035	0.0758	0.0104	0	0.0583	5E-05
ISO-PENTANO	0.0033	0.0027	0.0514	0.0027	0	0.0246	3E-05
n-PENTANO	0.004	0.0031	0.0812	0.0031	0	0.0316	3E-05
HEXANO	0.0047	0.0022	0.1973	0.0023	0	0.0762	0.49
HEPTANO	0.0058	0.0012	0.3709	0.0012	0	0.0594	4E-08
AGUA	0	0	0	0.0018	0.945	0.022	0.6005
MEA	0	0	0	1E-06	0.0478	2E-06	5E-12

LISTA DE EQUIPOS	
CLAVE	SERVICIO
DA-101	ABSORBEDOR DE GASES AMARGOS
DA-102	TORRE REGENERADORA DE MEA
EA-101/AB	ENFRIADOR DE MEA POBRE
EA-102/AB	INTERCAMBIADOR MEA-MEA
EA-103	CONDENSADOR DE TORRE REGENERADORA
EA-104	REHERVIDOR DE TORRE REGENERADORA
FA-101	SEPARADOR DE ALIMENTACION DE ABSORBEDOR
FA-102	ACUMULADOR DE MEA RICA
FA-103	ACUMULADOR DE REFLUJO DE TORRE REGENERADORA
FB-101	TANQUE ACUMULADOR DE MEA
FE-101	FOSA DE MEA
FG-101/R	FILTRO DE MEA RICA
FG-102/R	FILTRO DE MEA POBRE
GA-101/R	BOMBA DE AGUA DE LAVADO DE TORRE ABSORBEDORA
GA-102/R	BOMBA DE RECIRCULACION MEA POBRE
GA-103/R	BOMBA DE REFLUJO DE TORRE REGENERADORA
GA-104/R	BOMBA DE REPOSICION DE MEA

NOTAS
 1.-TEMPERATURA EN °C
 2.-PRESION EN KG/CM2
 3.-FLUJO KG-MOL/HR

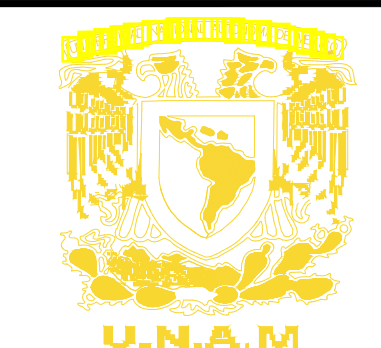


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
A-101

SECCION DE TRATAMIENTO CON MEA

INICIADO EL: 22/07/17 ELABORADO: GALVAN CACIQUE LUIS ERIC REV. 0

3.2.2.- Descripción y características de secciones contenidas.

A partir del diagrama de flujo de proceso, las corrientes de alimentación y las especificaciones de los productos se realizó la simulación.

El objetivo de la simulación es establecer el balance de masa y energía, así como las características de los equipos principales, por lo tanto, ambos filtros no se incluyeron en la simulación, debido a que no se tiene la información suficiente y adecuada para hacerlo, además de que, si bien es necesario para la operación, así como la vida de la planta este no es el objetivo principal del presente trabajo.

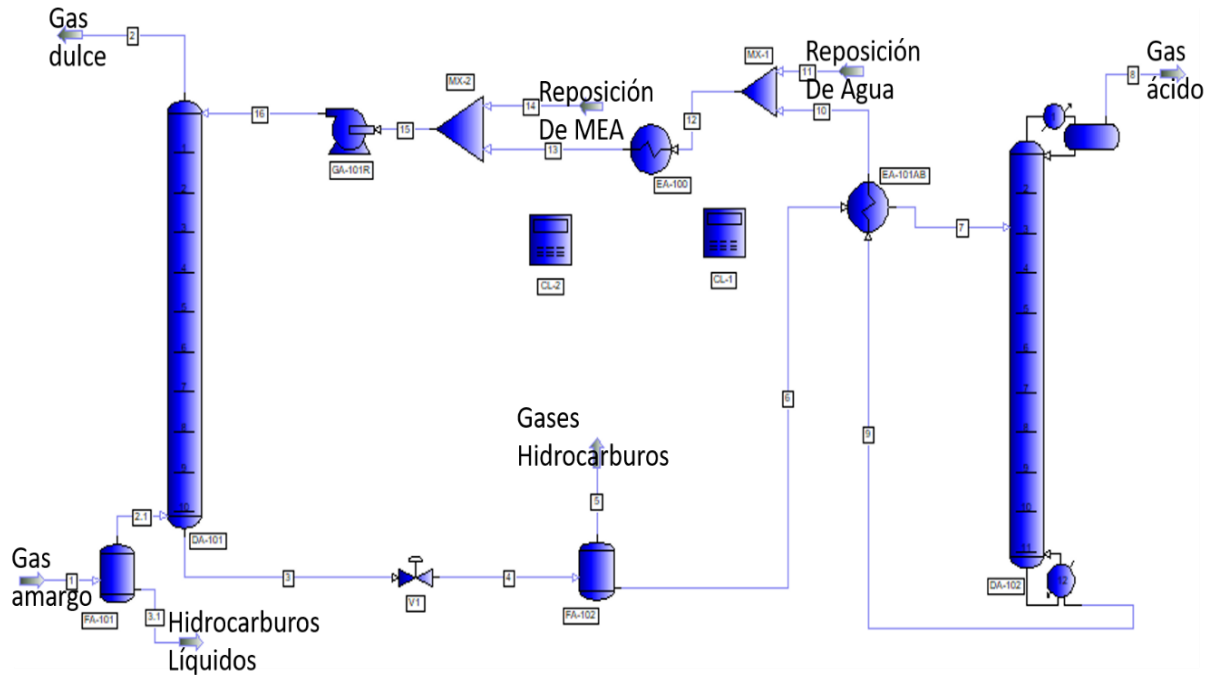


Figura 3.3.- Reproducción de la sección de endulzamiento (Simulación a partir de Pro/II).
Fuente: Elaboración propia.



A continuación, se describirá cada una de las secciones de la cual consta el proceso de endulzamiento con su correspondiente simulación, cuenta con 9 secciones. Las cuales son:

- a) Separador de hidrocarburos condensables (FA-101).
- b) Torre de absorción de gases ácidos (DA-101).
- c) Tanque acumulador de MEA rica (FA-102).
- d) Filtración de MEA rica (FG-102/R).
- e) Intercambiador MEA pobre- MEA rica (EA-102).
- f) Torre regeneradora (DA-102).
- g) Reposición de MEA.
- h) Enfriamiento de MEA pobre (EA-101).
- i) Filtración de MEA pobre (FG-101/R).

a) Separador de hidrocarburos condensables.

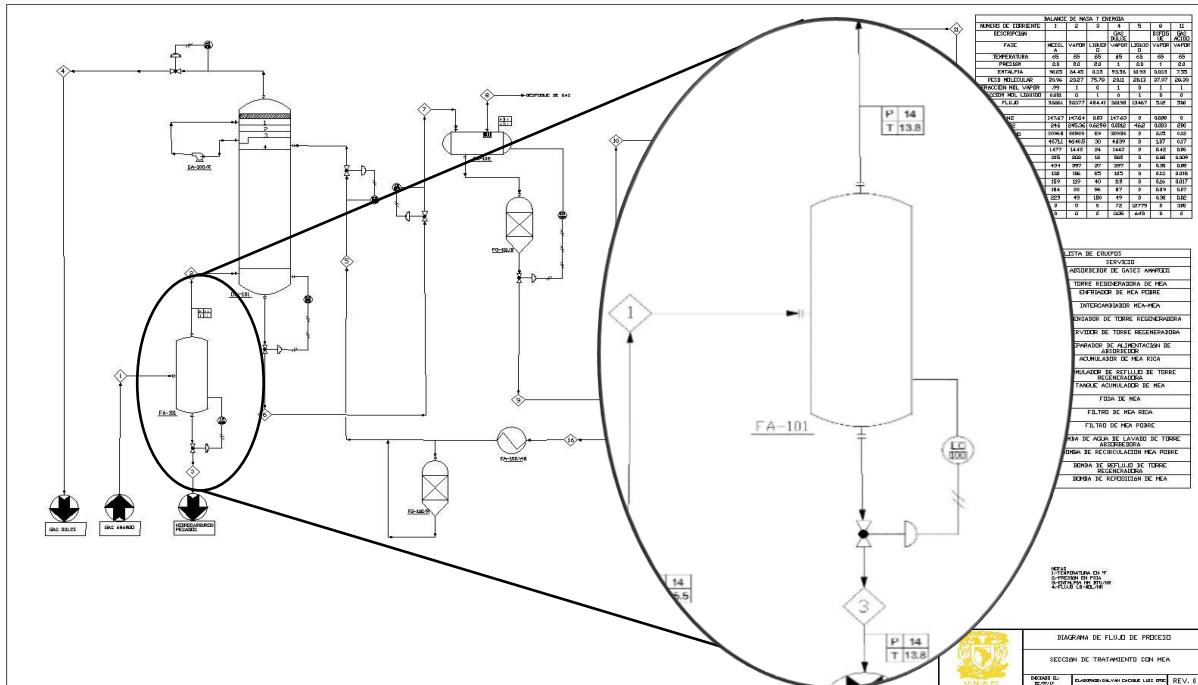


Figura 3.4.- Separador de hidrocarburos condensables.

Fuente: Elaboración propia.

La corriente alimentada en el proceso contiene hidrocarburos pesados (gasolinas naturales) condensables y partículas que son necesarios retirarlos, ya que en la torre de absorción se requiere alimentar la corriente a endulzar solo en fase gas para poder llevarse a cabo de manera adecuada la remoción de gases ácidos, además de evitar el arrastre de hidrocarburos líquidos en la disolución de MEA rica. La finalidad de este tanque vertical es separar estas fases y solo alimentar a la torre de absorción un flujo en fase gas.

Este separador genera una pequeña caída de presión, que permite que el líquido sea separado del gas.

El separador es solamente el espacio necesario para separar las fases obteniendo así por la parte superior gas y por la parte inferior los condensables. Este separador tiene una presión de operación ligeramente mayor a la de operación de la columna simplemente para permitir la entrada del fluido gas a la misma.

Teniendo las características del equipo se procederá a observar el comportamiento del separador.

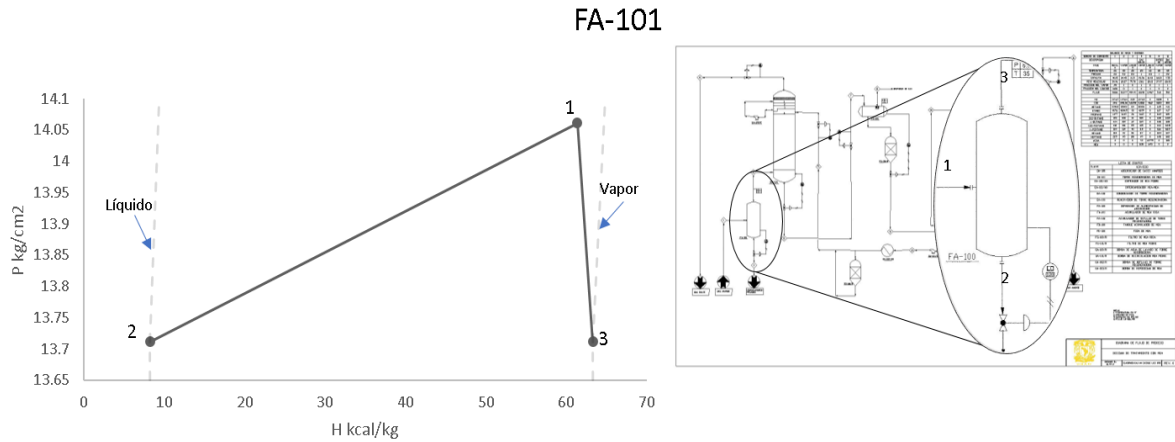


Figura 3.5.- Comportamiento de separador de hidrocarburos condensables.

Fuente: Elaboración propia.

Del lado izquierdo de la figura 3.5 se muestra la gráfica Entalpia-Presión del separador FA-101.

Debido a que la mayor cantidad de hidrocarburos de la corriente a procesar es gas, el separador requerido es vertical.

Este equipo tiene la función de separar las fases coexistentes en el punto 1, cuando se genera una caída de presión se da lugar al vapor saturado mostrado en la gráfica (punto 3) que abandona el recipiente por la parte superior del mismo y un líquido saturado (punto 2) que se almacena por el fondo hasta alcanzar un nivel determinado. Con base a la descripción anterior la cantidad de líquido descargada en el punto 2 es mucho menor en comparación a la cantidad de gas que sale en el punto 3.

b) Torre de absorción de gases ácidos.

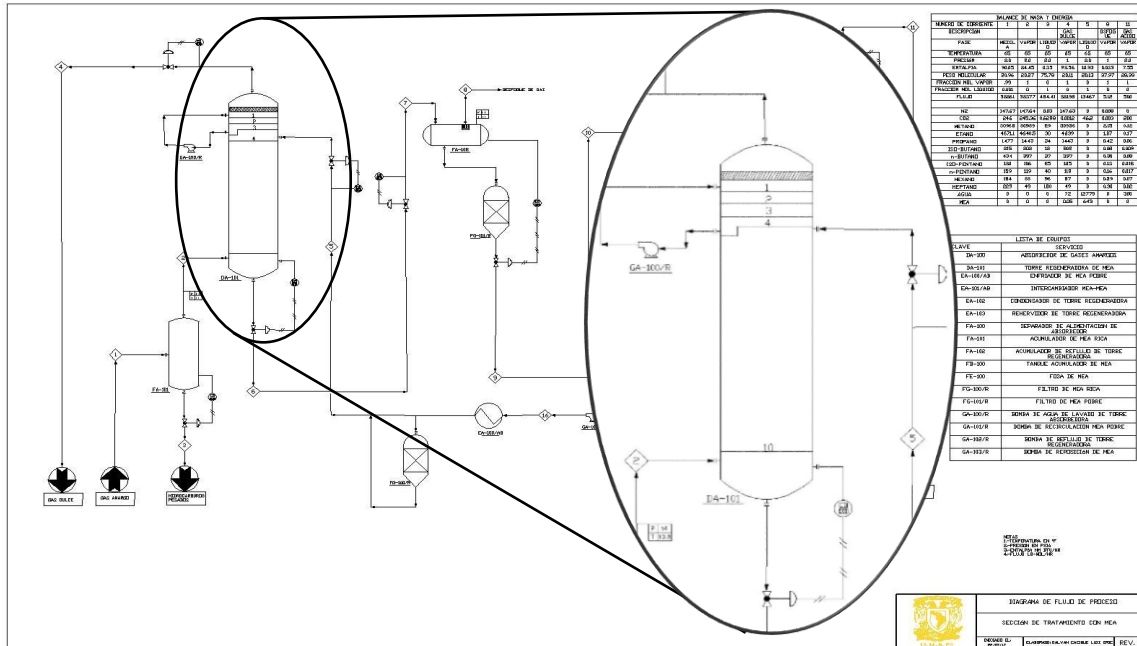


Figura 3.6.- Torre de absorción de gases ácidos.

Fuente: Elaboración propia.

Para llevar a cabo la absorción de gas ácido en la disolución de MEA se utiliza una torre de platos tipo válvula, el número platos son 20 considerando los 4 platos para realizar el lavado, debido a la pequeña cantidad de gas ácido contenido en la alimentación la torre es pequeña. El gas ácido se alimenta en la etapa inferior a contra corriente con la disolución de MEA a una temperatura de entre 26 a 37 °C para facilitar la absorción de los gases en la disolución de MEA.

Los primeros tres platos (platos superiores) evitan el arrastre de disolución de MEA en la corriente de gas dulce, y el plato 4 es un plato tina para extraer el agua de lavado que se recircula mediante una bomba de manera continua al plato 1. Además de colocar una malla de acero inoxidable en la parte superior de la torre para evitar arrastre de condensables.

La MEA pobre (regenerada) se alimenta en el plato número 5, las etapas restantes proporcionan la superficie necesaria de contacto para obtener el gas dulce dentro de las especificaciones deseadas.

El fenómeno de absorción se lleva de manera totalmente a contra corriente por lo tanto la alimentación de MEA pobre será por la parte superior y el gas a absorber por la parte inferior, igualmente el gas dulce saldrá por la parte superior y la MEA rica por la parte inferior.

El número de etapas teóricas estimadas son las necesarias para llevar a cabo la absorción y no se consideran los 3 platos de lavado junto con el plato tina.

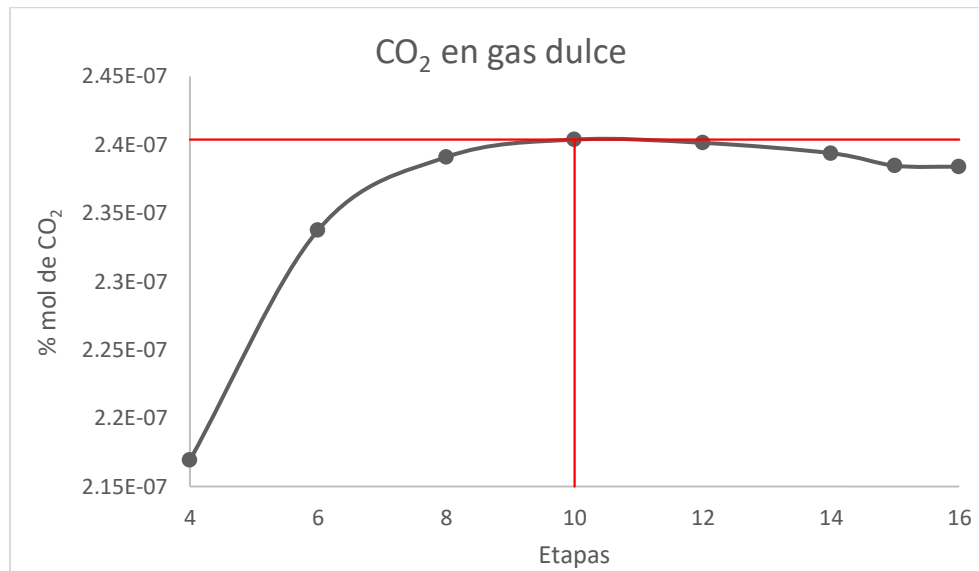


Figura 3.8.- Porcentaje mol de CO₂ en gas dulce en función de las etapas de absorción.
Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación..

En la figura 3.8 se observa una línea que representa el porcentaje mol de CO₂ en la corriente de gas dulce en función del número de etapas (si la cantidad de CO₂ es menor el gas será menos ácido), la gráfica muestra que entre menor sea la cantidad de etapas menor será el porcentaje mol en el gas dulce pero la variación en el porcentaje va de 2.17E-07 a 2.4E-07 por lo que esta variación no justifica mayor número de etapas.

La figura 3.8 no es determinante para seleccionar el número de etapas mínimas necesarias por lo tanto se analizará el flujo de gas dulce en función de etapas.

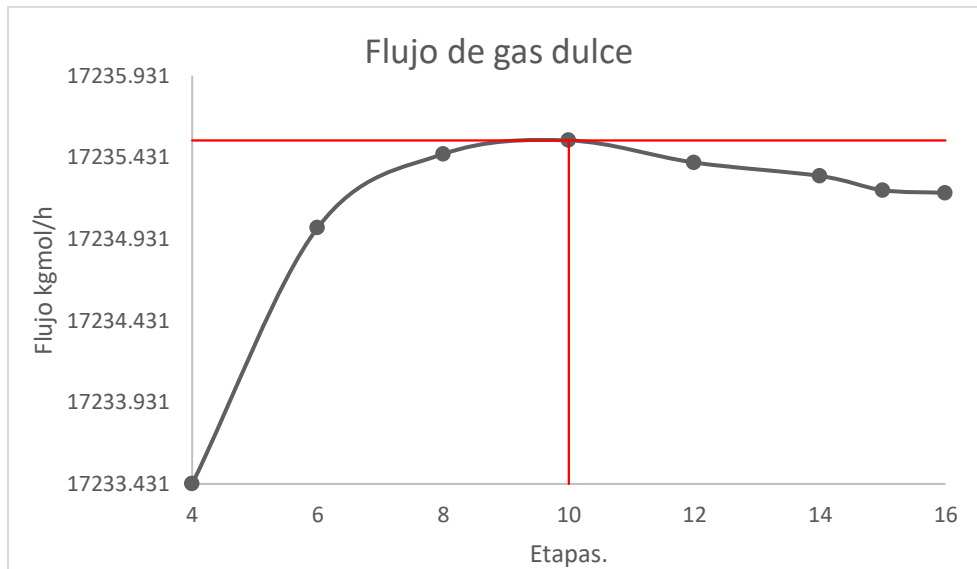


Figura 3.9.- Flujo de gas dulce en función de las etapas de absorción.

Fuente: Elaboración propia con datos de simulación.

En la figura 3.9 se observa una curva muy similar en comparación a la figura 3.8, pero el análisis es de manera inversa ya que esta curva representa la cantidad de gas dulce producido en la parte superior del absorbedor, como se puede ver entre más sean el número de etapas teóricas mayor será la cantidad de gas dulce generado y por consiguiente menor la cantidad de gas ácido que se desprende en la torre regeneradora.

En la gráfica 3.8 entre menor sea la cantidad de platos menor será la concentración en porcentaje mol en la corriente de gas dulce pero esta variación es despreciable e injustificable ya que la figura 3.9 se observa que entre menor sea la cantidad de etapas menos es la cantidad de gas dulce producido ya que si se eligen 4 etapas se tendrá una concentración de $2.17E-07$ %mol de CO_2 pero 3 kg mol/h menos de gas dulce producido, que en comparación a los resultados con 10 etapas, es decir una concentración de $2.4E-07$ %mol de CO_2 con 3 kg mol/h más de gas dulce, representa 61 kg/h que se recuperan como gas dulce con una variación mínima en la concentración de CO_2 en el gas dulce.

Se elegirán 10 etapas teóricas y no 9 por sobre diseño mínimo de la columna.

Por ultimo fijando la cantidad de etapas teóricas necesarias analizaremos el comportamiento del CO₂ y el Metano (ya que es el componente más abundante) en la columna tanto en la fase gas como en la fase liquida.

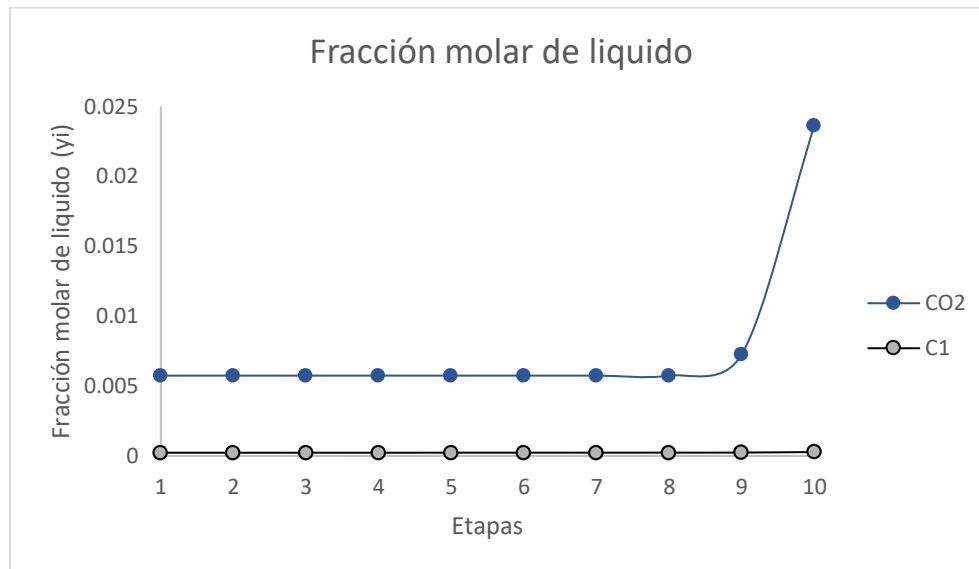


Figura 3.10.- Fracción molar de líquido en la torre absorción.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Como puede apreciarse, el CO₂ se mantiene constante a lo largo de las etapas y es entre la etapa 9 y 10 que aumenta la fracción molar de CO₂ en el líquido ya que en la etapa 10 se alimenta el gas amargo con alta concentración de CO₂ donde es absorbida enseguida con la MEA proveniente de la etapa 9 con lo que el CO₂ se transfiere al seno del líquido.

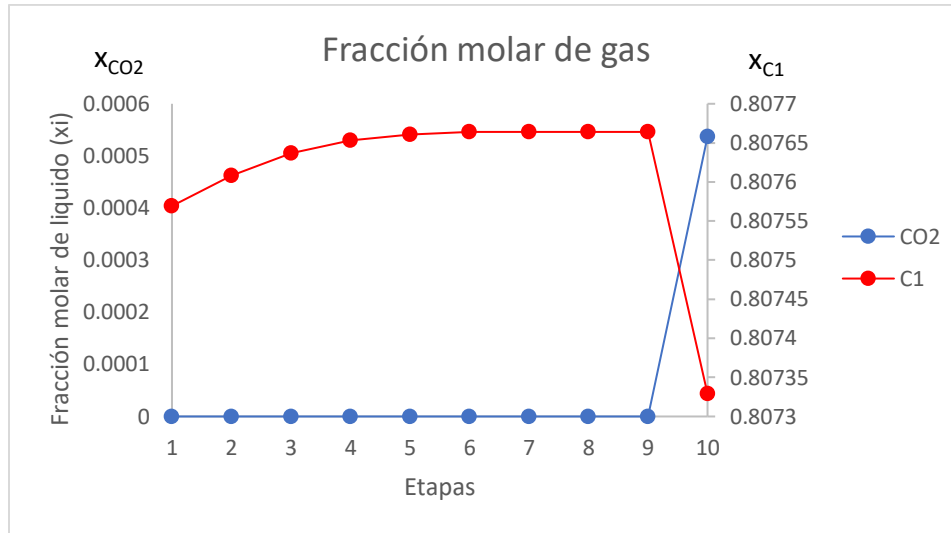


Figura 3.11.- Fracción molar de gas en la torre absorción.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La fracción gas de CO_2 de la etapa 1 a la 9 es cero ya que en estas etapas todo el CO_2 se encuentra en el seno del líquido y no en el seno del gas, entre la etapa 9 y 10 se puede observar esa transferencia de CO_2 ya que en la etapa 10 se alimenta el gas y enseguida se transfiere al seno del líquido por consecuencia de la absorción con MEA como se dijo anteriormente, esto ocasiona la disminución de la presencia de CO_2 en la fase gas.

c) Tanque acumulador de MEA rica.

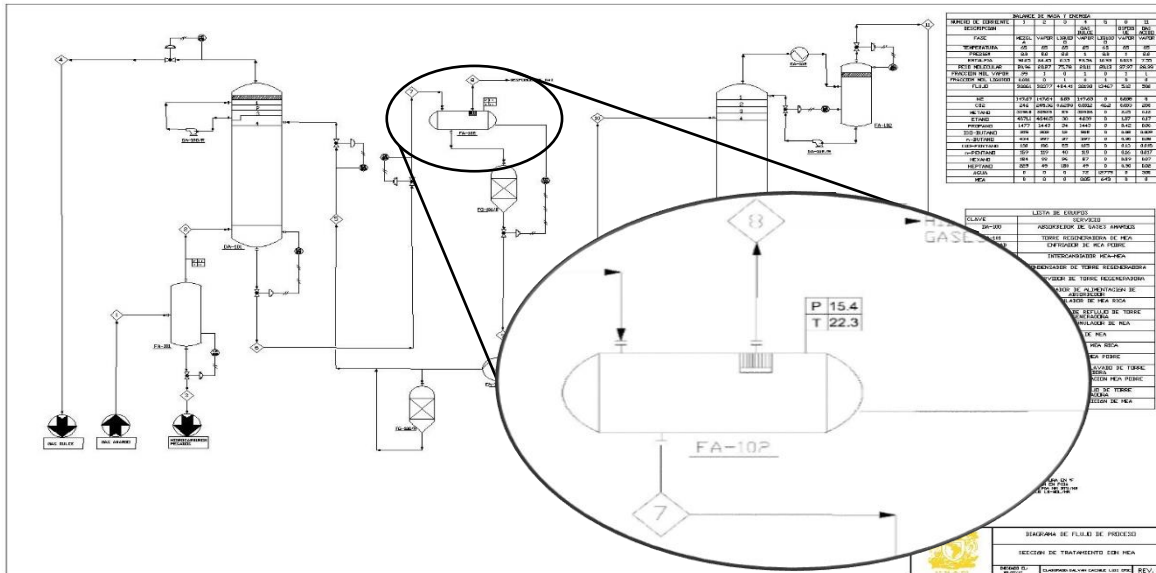


Figura 3.12.- Tanque acumulador de MEA rica.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Este tanque tiene la finalidad de eliminar los hidrocarburos de la disolución de MEA que pudieron haber sido arrastrados de la corriente de gas amargo a la disolución de MEA al estar en contacto en la torre de absorción. Está localizado a la salida de los fondos de la torre de absorción ya que funciona como separador, la corriente está en estado líquido pero saturada de gases disueltos en la disolución de MEA, este separador es horizontal y cuenta con una mampara vertical separadora.

La limitación en la presión de operación de este equipo está dada por la operación del intercambiador de MEA rica/ MEA pobre, para que en este intercambiador no se desprendan gases ácidos en exceso la presión de operación tiene un rango de 15 a 15.5 kg/cm², este tanque debe tener una presión superior a la presión de operación del intercambiador MEA rica/MEA pobre encontrado aguas abajo en la línea y considerando la caída de presión del filtro de cartuchos localizado a la salida de este tanque.

Teniendo las características del equipo se procederá a observar el comportamiento del separador.

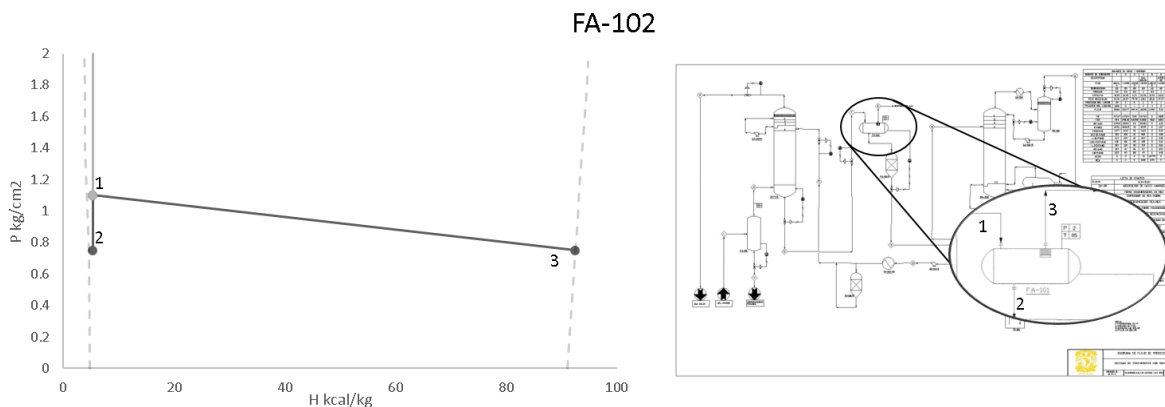


Figura 3.13.- Comportamiento de acumulador de MEA rica.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Del lado izquierdo de la figura 3.13 se muestra la gráfica Entalpia-Presión del separador FA-102 visto de manera esquemática en el lado derecho.

El punto 1 es la alimentación al acumulador como se observa este punto está localizado del lado izquierdo de la gráfica, debido a que la fracción de líquido en la corriente es superior al 95% por lo tanto, este separador es tipo horizontal.

Como se ha comentado este tanque tiene el objetivo eliminar los hidrocarburos arrastrados en la disolución de MEA rica coexistentes representados en el punto 1, al generar una caída de presión se genera la separación, obteniendo por la parte superior del recipiente el vapor saturado mostrado en la gráfica (punto 3) y por la parte inferior líquido saturado (punto 2). Con base a la descripción anterior la cantidad de líquido descargada en el punto 2 es mucho mayor en comparación a la cantidad de gas que sale en el punto 3.

d) Filtro de MEA rica.

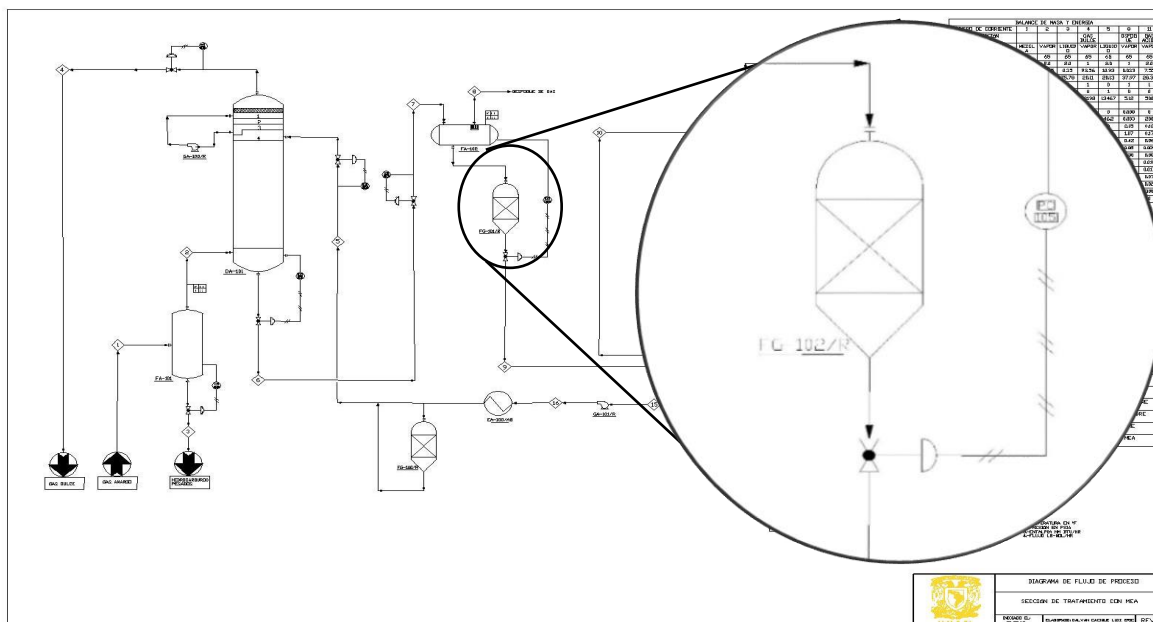


Figura 3.14.- Filtro de MEA rica.

Fuente: Elaboración propia.

El problema más serio en la operación del proceso de purificación de gas con MEA es la corrosión, una de las tres secciones con esta problemática es la sección del fondo de la torre de absorción y se debe al CO_2 presente. Por ello, es necesario eliminar sólidos y partículas de sulfuro de fierro generadas, además de los sólidos producto de la degradación de MEA.

Para esto se utiliza un filtro de cartuchos ya que es muy pequeño no es necesario diseñarlo es posible emplear un filtro comercial especificando la capacidad, caída de presión y el tamaño de partícula a remover. La capacidad está en función del flujo mismo ya que este filtro será total con lo que se filtrara el 100% de flujo, la caída de presión generalmente esta entre 1 y 1.4 kg/cm^2 se tiene que considerar esta caída entre el separador de MEA rica y el intercambiador de MEA rica/ MEA pobre ya que este equipo está en medio y es necesario que el intercambiador tenga la presión suficiente para fluir entre este sin desprender gases en exceso, El tamaño de partícula por eliminar es de 20 micras y mayores. Se contará con un filtro de relevo ya que si es necesario realizar un mantenimiento la corriente no deje de filtrarse.

e) Intercambiador MEA rica/ MEA pobre.

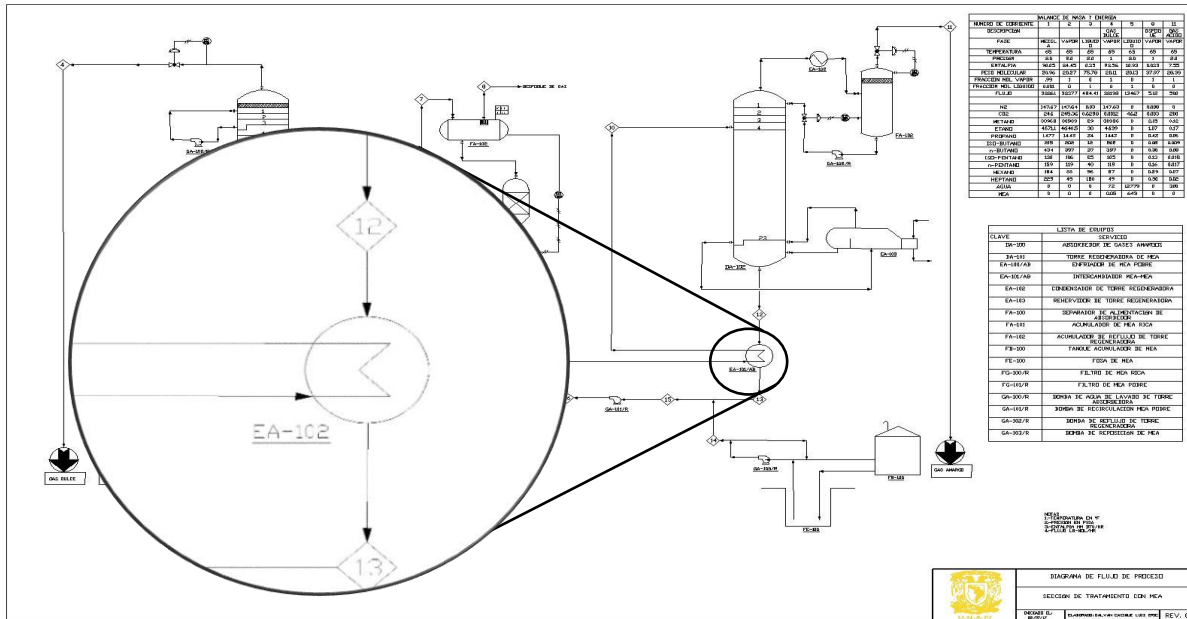


Figura 3.15.- Intercambiador MEA rica/ MEA pobre.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Las temperaturas de operación de la torre de absorción y la torre regeneradora son opuestas debido al fenómeno propio de absorción y desorción, la temperatura de operación de la torre de absorción esta entre 26 a 38 °C mientras que la torre regeneradora esta entre 115 a 121 °C. Debido a esto, es importante el aprovechamiento de la energía, para lo cual debe considerarse lo siguiente:

- La corriente de MEA rica que sale del fondo de la torre de absorción a una temperatura baja y necesita ser calentada para alimentarse a la torre regeneradora.
- La corriente de MEA pobre (regenerada) necesita ser enfriada para alimentarse a la torre de absorción

Realizando una integración energética esto es posible para minimizar los costos por servicios.

La presión de operación de este equipo determinará la presión de operación de equipos anteriores en especial el separador de MEA rica ya que la operación es esencial para evitar la corrosión de los equipos, de válvulas y de líneas.

Las presiones mayores de operación en el separador de MEA rica consideran la caída de presión del filtro de cartuchos y la presión necesaria para entrar a este intercambiador.

La disolución de MEA rica debe ir por los tubos para minimizar los problemas de corrosión.

A continuación, se observa el comportamiento del intercambiador MEA rica/MEA pobre en donde se lleva a cabo la integración térmica.

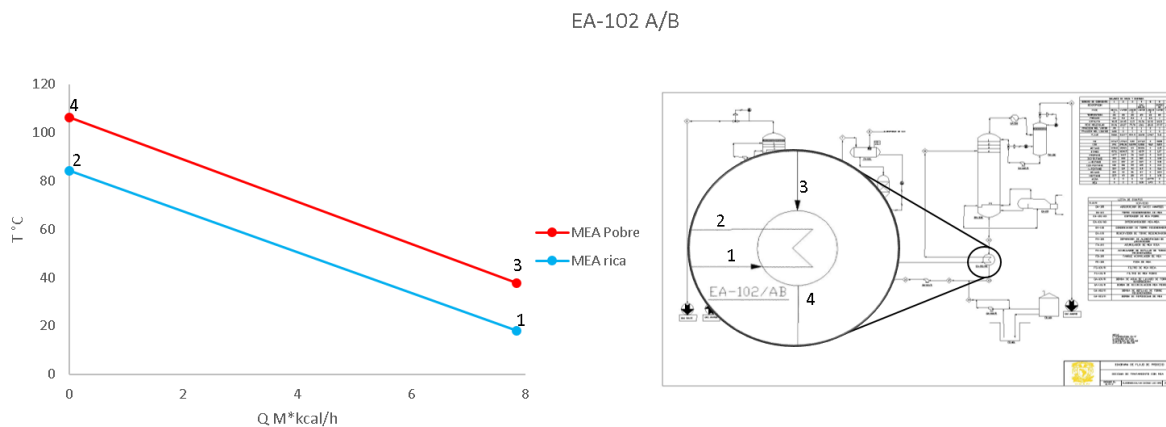


Figura 3.16.- Perfil de temperaturas en el intercambiador MEA rica/ MEA pobre.

Fuente: *Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.*

En este intercambiador se deben considerar los parámetros de presión y temperatura para evitar desprendimiento excesivo de gas ácido de la corriente de MEA rica, tomando estos dos parámetros se fijó la temperatura máxima a la salida de la corriente de MEA rica alimentada a la torre regeneradora (punto 2), con base a la temperatura de entrada de la MEA rica y salida de la misma, (punto 1 y punto 2) y considerando un delta de temperatura de 15 °C se estimó la carga térmica la cual dio como resultado el enfriamiento de MEA pobre del punto 4 al punto 3. Con esto se logró calentar la MEA rica alimentada a la torre regeneradora a 84°C, así como el enfriamiento de MEA pobre hasta 38 °C.

Torre regeneradora.

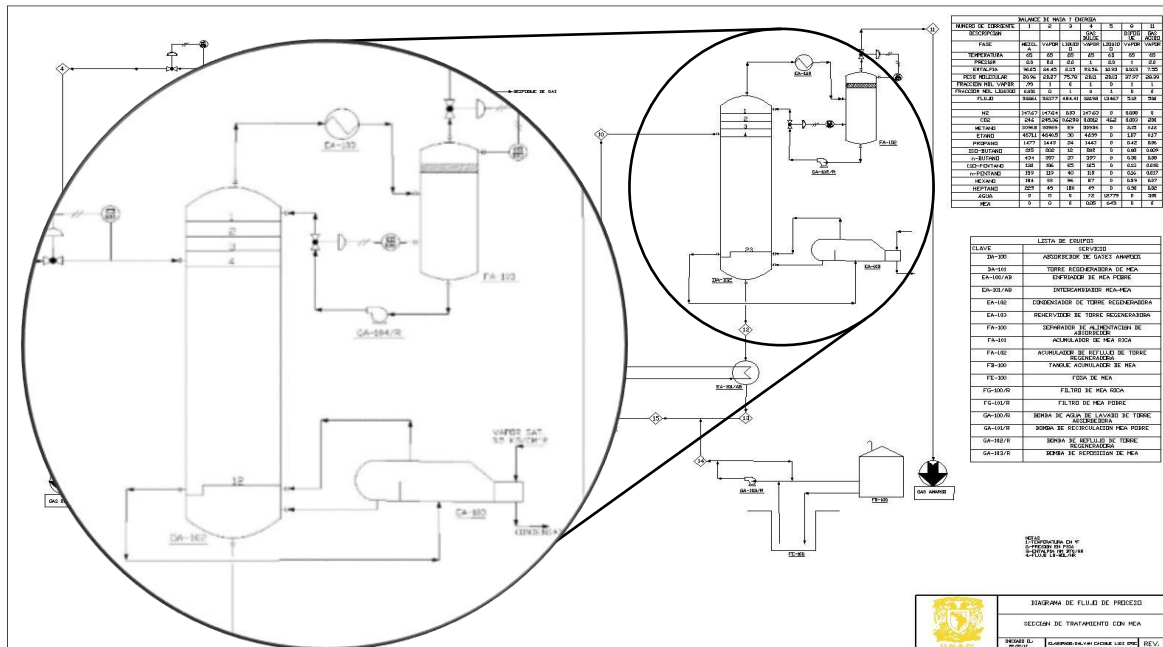


Figura 3.17.- Torre regeneradora de MEA.

Fuente: Elaboración propia.

En este equipo se lleva a cabo la recuperación de MEA por la desorción de los gases ácidos mediante la disminución de presión hasta 1 kg/cm² y el aumento de la temperatura de disolución de MEA, se propone una torre de platos similar a la torre de absorción con 20 platos. La temperatura de operación de esta torre va de 115 a 121 °C para llevarse a cabo de manera correcta la regeneración de MEA. La MEA rica se alimenta en la etapa 3.

El recirculamiento de la MEA pobre se lleva a cabo mediante un condensador, un separador y una bomba de recirculamiento. El condensador proporciona la temperatura de condensación de 10 a 4 °C. El separador de la torre regeneradora tiene la función de separar el gas ácido del agua, este equipo está provisto de una mampara de choque con la alimentación para ayudar a la separación, además cuenta con una malla para evitar el arrastre de agua en el gas ácido así como evitar la corrosión de las tuberías, la bomba recircula el agua condensada en el separador a la torre regeneradora. Para este tipo de proceso se recomienda una relación de reflujo en el rango de 2 a 3.



El rehervidor de la torre regeneradora proporciona la carga térmica necesaria para que se lleve a cabo la regeneración de la amina, considerando que la máxima temperatura de operación en el fondo de la torre es 126 °C (1.4 kg/cm²) para evitar corrosión debido a la degradación de la amina.

El rehervidor de la torre emplea vapor saturado de baja presión 3- 4 kg/cm² (119-120°C) con la finalidad de evitar temperaturas altas que ocasionen degradación del absorbente.

La figura 3.7 muestra las secciones con mayor desgaste por corrosión en la planta endulzadora con amina, dos de las cuales se encuentran en esta columna. La primera sección es la parte de los domos que comprende los tres primeros platos, el intercambiador, el separador de gas ácido y la bomba de reflujo, ya que contiene un flujo de gas con altas concentraciones de los componentes ácidos. La segunda sección se encuentra la parte de los fondos el cual comprende los últimos platos de la columna regeneradora, el rehervidor y el intercambiador MEA rica/ MEA pobre, debido a la regeneración de MEA. En estas dos secciones tanto los fondos principalmente el rehervidor y la sección de domos de la torre de recuperación se tienen que considerar ser construidas con materiales recomendables resistentes a la corrosión dependiendo de la composición del gas ácido en la corriente.

La presión de operación alta en la torre regeneradora tiene como consecuencia un aumento de la temperatura en el fondo de la torre y aunque esto beneficia una mayor desorción de los gases ácidos, la corrosión aumenta en el rehervidor, intercambiador y el regenerador. Por ello, el regenerador opera a una temperatura mínima necesaria para evitar al máximo la corrosión en los equipos.

Anteriormente se describieron las características de la torre de regeneración de MEA, a continuación, analizará el comportamiento de la misma, así como el análisis de las etapas teóricas mínimas necesarias para llevar a cabo la regeneración.

El fundamento de la regeneración de la MEA rica es devolverle su capacidad de adsorción de compuestos ácidos mediante el aumento de la temperatura y disminución de presión.

A continuación, se analizará el comportamiento de esta columna regeneradora:

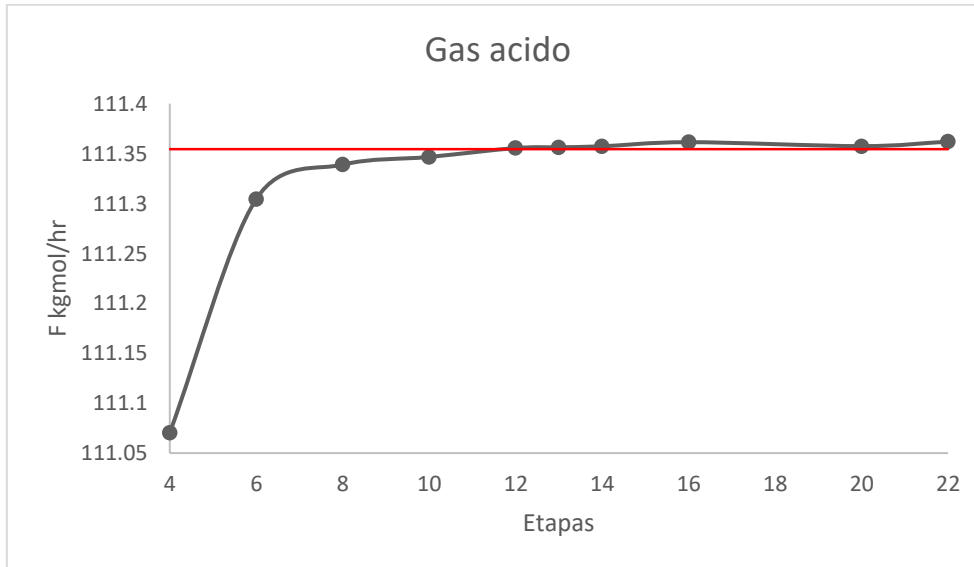


Figura 3.18.- Gas Ácido en función del número de etapas de la torre regeneradora de MEA.
Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La grafica 3.18 muestra la cantidad de gas ácido desprendido en función del número de platos de la torre regeneradora, entre mayor sea el gas ácido desprendido mejor será la regeneración de la MEA y mejor será la Absorción de más gas ácido en la corriente a endulzar. El comportamiento de la gráfica muestra un aumento en el desprendimiento de gas, cuando se aumenta el número de platos hasta llegar a un punto en donde ya no se genera más gas ácido al aumentar el número de platos.

Pero esto no es determinante para seleccionar el número de etapas, ya que la variación en el flujo de gas ácido es insignificante, considerando que en este proceso nos interesa regenerar la MEA de la manera más efectiva.

Con la intensión de regenerar la MEA de manera más efectivas pasaremos a analizar la cantidad de CO₂ en la MEA.

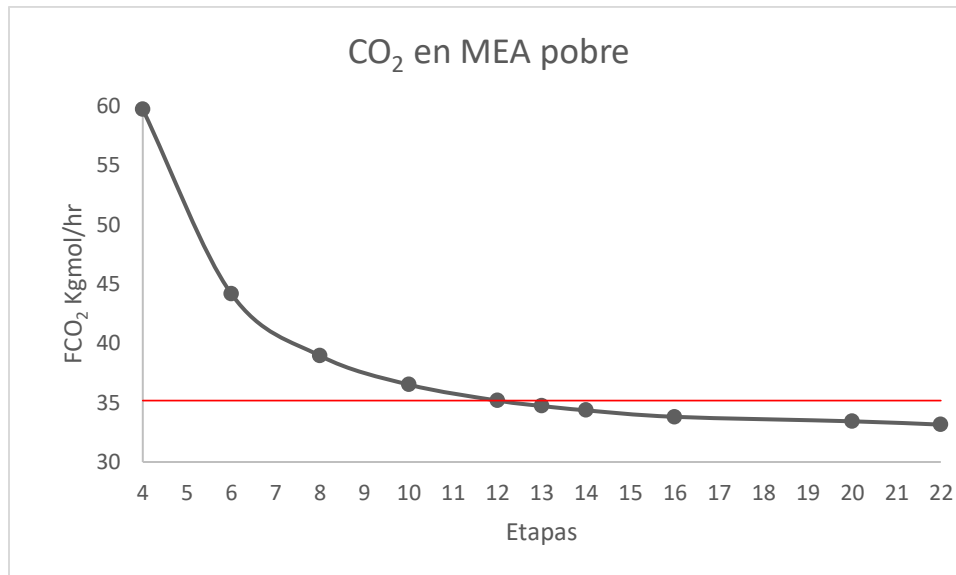


Figura 3.19.- CO₂ en MEA pobre en función del número de etapas de la torre regeneradora de MEA.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En la figura 3.19 se observa una curva decreciente inversa a la figura del domo, esta figura da el perfil de CO₂ en la corriente de MEA pobre, se puede observar que entre mayor sea el número de etapas menor es la cantidad de CO₂ en la MEA pobre, criterio esencial para determinar la cantidad de etapas mínimas necesarias para regenerar la MEA con el mínimo contenido de CO₂ en ella.

Se elegirán 12 etapas y no la 11 por sobrediseño mínimo de la columna

Determinando el número de etapas teóricas mínimas necesarias, es lógico analizar la etapa de alimentación a la regeneradora siguiendo el mismo perfil de CO₂ en MEA pobre.

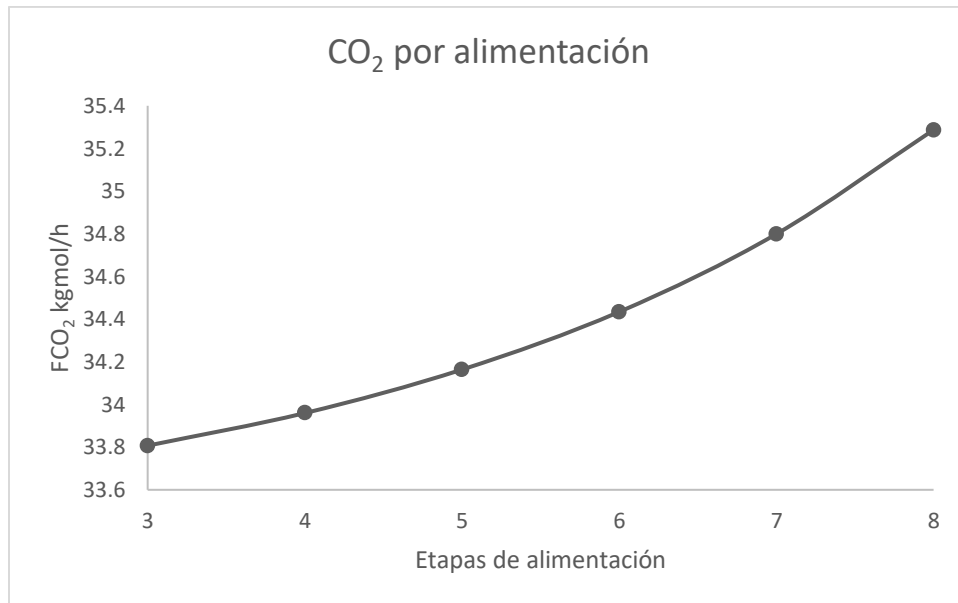


Figura 3.20.- CO₂ en MEA pobre en función de la etapa de alimentación de la torre regeneradora de MEA.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La selección de la etapa de alimentación es sencilla observando la tendencia exponencial que tiene la variación de CO₂ en la MEA pobre.

Si la etapa de alimentación está más arriba la MEA pobre que sale de los fondos contiene cantidades cada vez menores de CO₂. La alimentación será en la etapa 3.

Teniendo el número de etapas teóricas mínimas, así como el plato de alimentación se mostrará el comportamiento de la torre regeneradora a partir de sus fracciones de vapor y líquido.

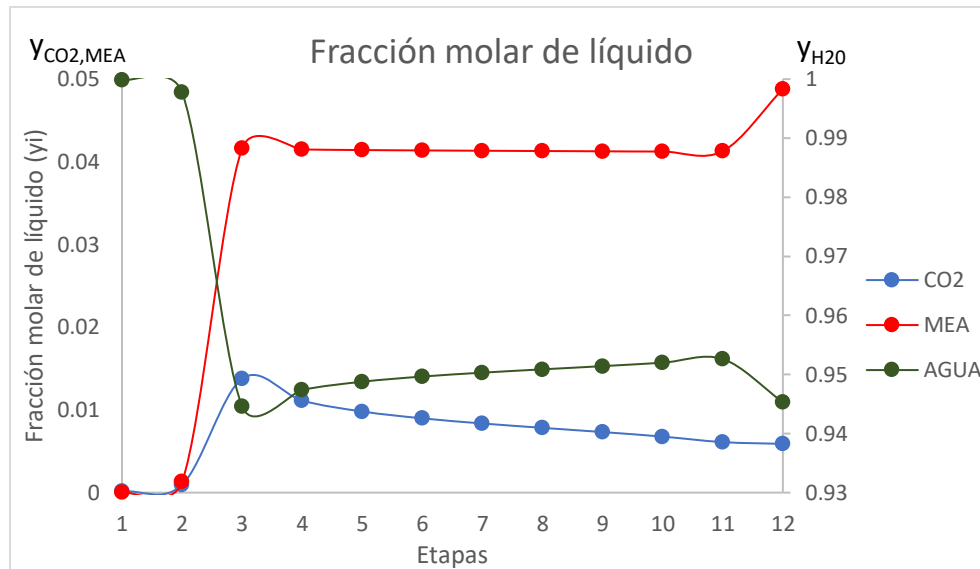


Figura 3.21.- Fracción molar de líquido en la torre regeneradora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La figura 3.21 se muestra la fracción molar líquido en función de sus diferentes componentes.

Entre la etapa 1 y 2 se tiene un aumento en la fracción molar de agua pues ahí es donde se encuentra el condensador solo condensa agua, no existe CO_2 .

Entre la etapa 2 y 3 se encuentra la alimentación con una diferencia de temperatura y composición que genera una caída en la fracción molar de agua, aumentando la MEA rica.

De la etapa 4 a la 11 se observa una disminución del CO_2 por efecto de desorción mientras que la disolución acuosa aumenta.

Entre la etapa 11 y 12 se observa una disminución de la fracción molar de agua y un aumento en la fracción molar de MEA esto debido al rehervidor pues este evapora parte del agua aumentando la fracción molar de MEA en líquido, regenerándola de esta manera para ser utilizada en el absorbedor.

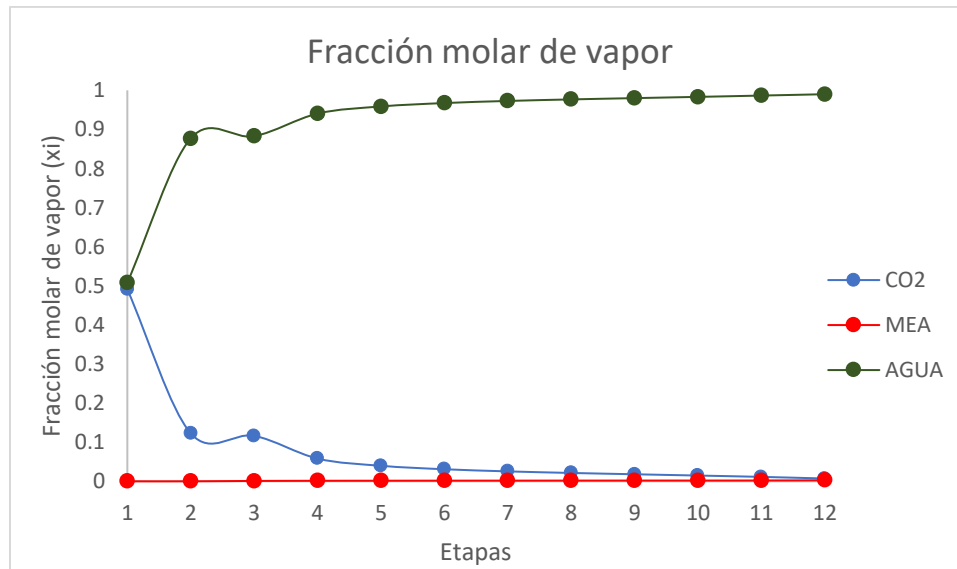


Figura 3.22.- Fracción molar de gas en la torre regeneradora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La fracción molar de Monoetanolamina en fase gas es cero como se muestra en la figura 3.22 lo cual significa que las pérdidas de MEA por vaporización son mínimas y la cantidad de MEA nueva reintegrada al sistema de endulzamiento mediante la fosa de MEA depende de la cantidad desprendida de este compuesto en el tanque acumulador de MEA rica y la cantidad de MEA arrastrada por la corriente de gas dulce.

El CO₂ va aumentando como las etapas disminuyen, en el fondo la presencia de CO₂ es nula, entre la etapa 3 y 4 la fracción molar de CO₂ aumenta debido a la alimentación de MEA rica

f) Reposición de MEA.

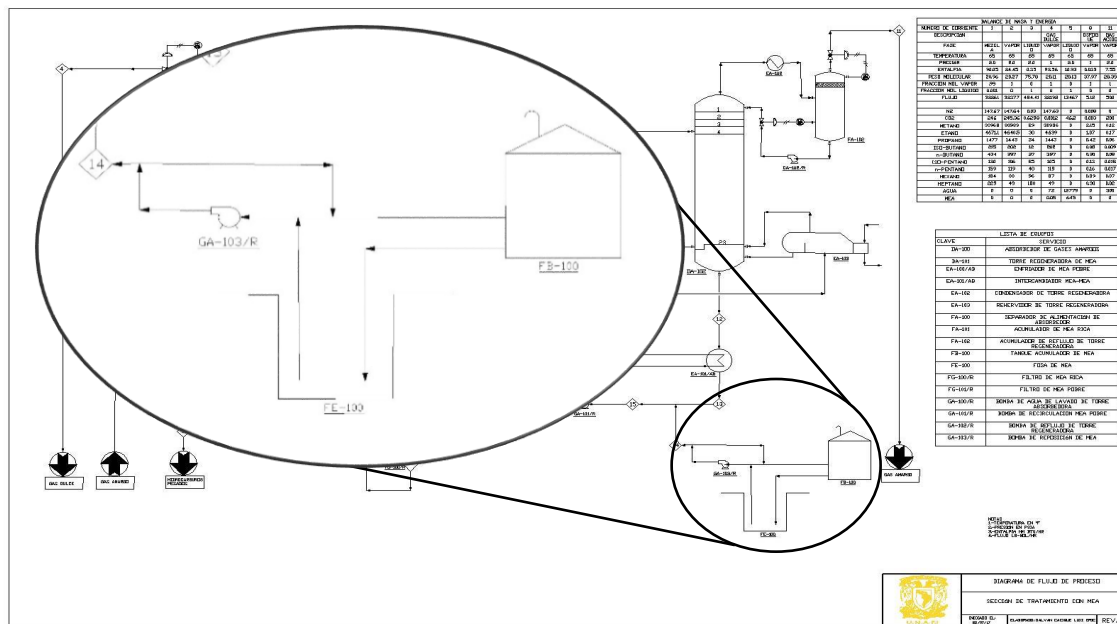


Figura 3.23.- Reposición de MEA.

Fuente: Elaboración propia.

La Disolución de MEA se prepara en una fosa cuya capacidad depende del tamaño de la instalación, a la concentración deseada, la cual es almacenada en un tanque atmosférico. El dimensionamiento de esta fosa debe considerar que cuando la planta sale de operación, en este equipo se almacenará toda la disolución de MEA que circula por la planta.

Por las propiedades de esta disolución y por requerimientos del proceso se le agrega un anti espumante para evitar la generación de espuma durante el endulzamiento, además se considera un "colchón" de querosina de 6 pulgadas por encima del nivel máximo en la fosa de MEA durante su almacenamiento, para evitar que la MEA se oxide por contacto con el aire. Considerando un tanque atmosférico de almacenamiento de disolución de MEA, la salida del producto para alimentación al proceso de endulzamiento es por la parte inferior, con lo que la bomba de reposición de MEA debe seleccionarse en función de dos parámetros importantes la presión a la que trabaja en sí mismo el proceso y la presión hidrostática de la disolución de MEA.

g) Enfriamiento de MEA pobre.

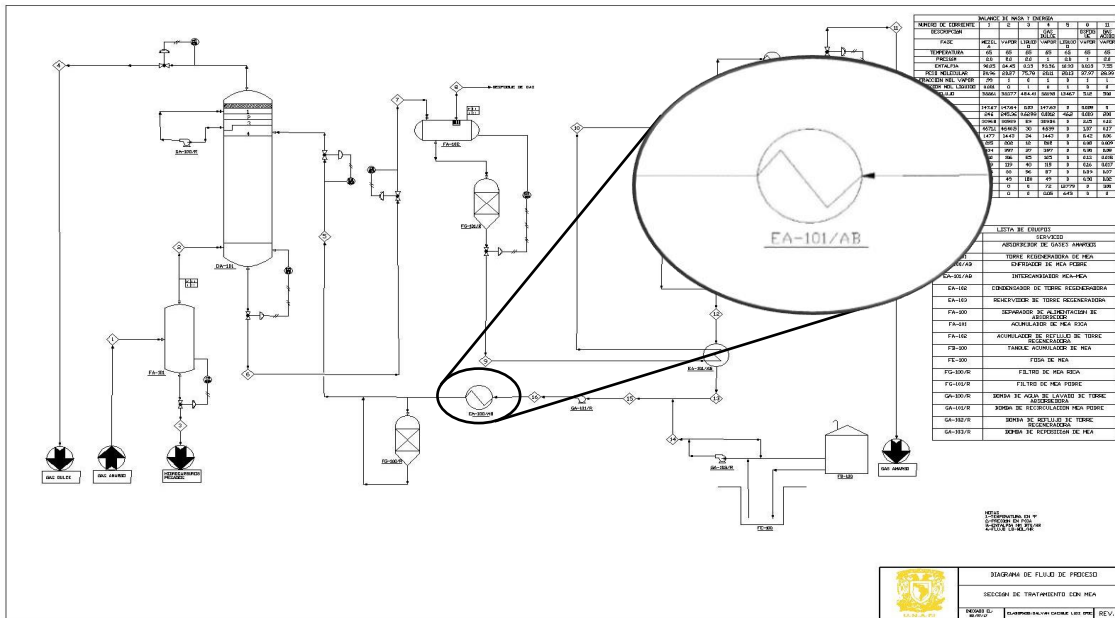


Figura 3.24.- Enfriamiento de MEA pobre.

Fuente: Elaboración propia.

El intercambiador MEA rica/ MEA pobre está sujeto a la capacidad de la corriente MEA rica de aceptar calor evitando desprendimiento de gases ácidos para disminución de la corrosión en el intercambiador MEA rica /MEA pobre, este equipo se encuentra en la sección de corrosión como se muestra en la figura 3.6., por lo tanto la temperatura de la corriente de MEA pobre está por encima de la temperatura de operación de la torre de absorción y es necesario ajustarla con el enfriador de MEA pobre EA-101.

La corriente de MEA pobre no tiene la temperatura necesaria para poder alimentarse a la torre de absorción, por lo que se debe ajustar su temperatura empleando agua de enfriamiento, con lo cual la corriente de MEA pobre queda a 25°C. De acuerdo con los resultados obtenidos por simulación, este intercambiador remueve una carga térmica de 1.57×10^6 kcal/h que, dicho sea de paso, realizando la integración térmica de corrientes en el intercambiador MEA rica/ MEA pobre descrito arriba se ahorra una carga térmica de 7.8×10^6 kcal/h.

h) Filtración de MEA pobre.

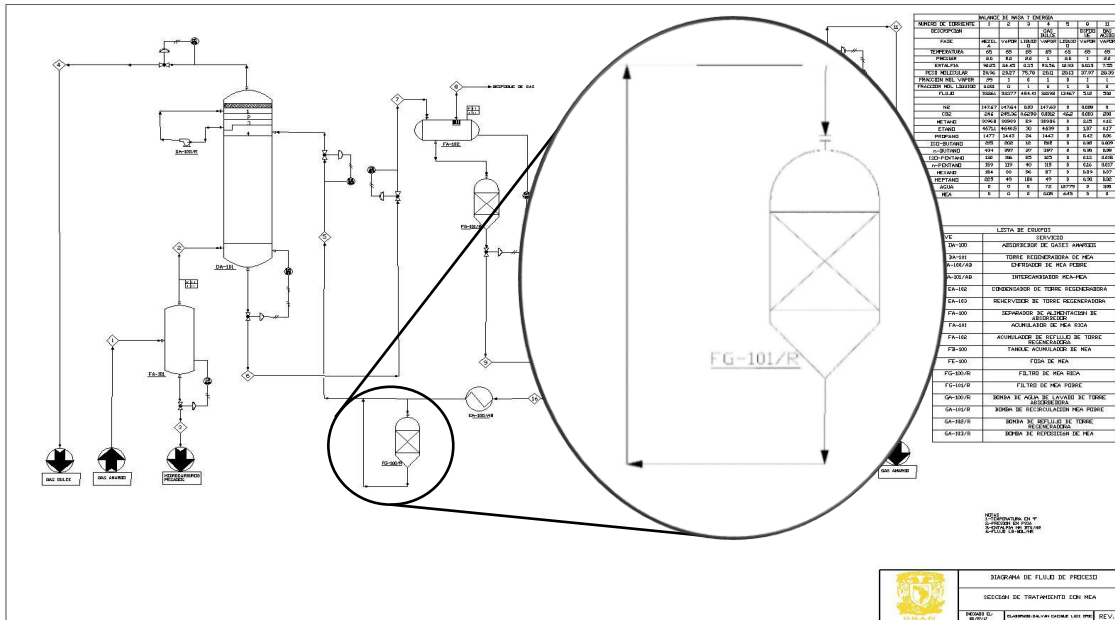


Figura 3.25.- Filtro de MEA pobre.

Fuente: Elaboración propia.

Es necesario eliminar sólidos y partículas de sulfuro de hierro generadas por la corrosión en la torre regeneradora, además de los sólidos generados por la degradación de MEA, que son causa de taponamiento y formación de espuma.

La disolución de MEA pobre se pasa a través de un filtro de carbón activado, de los cuales normalmente se instalan dos unidades conectadas en paralelo e independientes, para que cada una filtre el 10% del flujo circulante, pero se deben diseñar para filtrar el 20% cada una ya que si una de las unidades necesita mantenimiento pueda filtrarse sin ningún problema el 20%.

3.3.-Sección de Separación Criogénica.

La construcción de una planta de recuperación de licuables primeramente se justifica por la conveniencia de vender el gas con un poder calorífico mayor o recuperar licuables para así vender estos y también el gas residual, aunque de menor poder calorífico.

Sin embargo, en este trabajo la justificación primordial será la recuperación de etano por la gran utilidad como materia prima base de la industria petroquímica y en segundo lugar la obtención de gas como energético, pues como ya que se mencionó en capítulos anteriores, la producción de gas en México es cada vez menor y la dependencia del gas importado va en aumento.

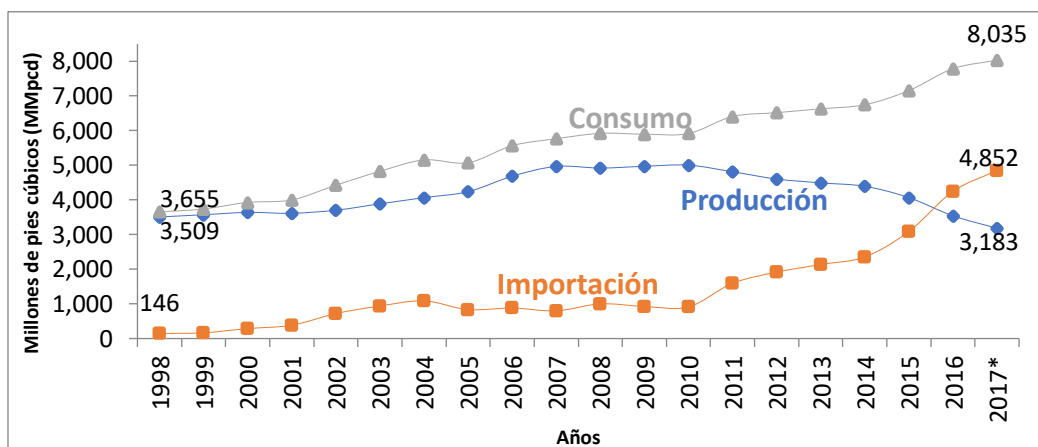


Figura 3.26.- Consumo, Producción e Importación de Gas en México.

Fuente: Elaboración propia con datos de SENER presentado en el foro nacional de petroquímica.

El gas de carga proveniente de yacimientos no convencionales (Gas "Shale") presenta por sus características geológicas una cantidad de etano mayor en comparación con los yacimientos convencionales.

México es privilegiado en este recurso evidenciado como clave para el futuro energético con efectos benéficos para la industria petroquímica nacional.

El proceso a base de turboexpansores ha demostrado ser el más conveniente de los procesos para altas recuperaciones de etano en escalas industriales.

La función de las plantas criogénicas de recuperación de licuables es básicamente la de separar el metano del resto de hidrocarburos más pesados contenidos en una mezcla de gas natural, mediante el enfriamiento sucesivo a base de corrientes frías generadas en el mismo proceso mediante el uso de uno o varios turboexpansores.

Las operaciones básicas de un proceso criogénico son: Compresión, Deshidratación, Enfriamiento, Fraccionamiento y re compresión de gas residual.

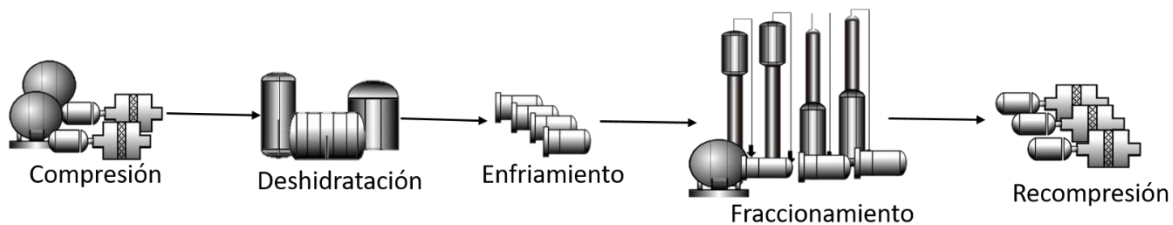


Figura 3.27.- Operaciones Básicas de un Proceso Criogénico.

Fuente: *Elaboración propia.*

En general las plantas criogénicas cuentan con una torre desmetanizadora y en algunas ocasiones se tiene también una torre desetanizadora. En este trabajo nos referiremos a una unidad que cuenta con ambas columnas, puesto que como se comentó se privilegia la recuperación de etano.

La función principal de la torre desmetanizadora es la de separar el metano del resto de los hidrocarburos que componen las alimentaciones a esta torre, para obtener los productos; gas residual (metano) y licuables (C₂+), mientras que la función de la torre desetanizadora es la de separar el etano del resto de los hidrocarburos de la alimentación provenientes de los fondos de la torre desmetanizadora.

Siguiendo así la regla: "la secuencia de las escisiones para la separación de componentes se establece en el orden del porcentaje molar decreciente de la alimentación del proceso, cuando dicho porcentaje varía grandemente, pero en cambio la variación de la volatilidad relativa es pequeña".¹²

¹² Ernest J. Henley, J. D. Seader Professor of Chemical Engineering University of Houston University of Utah "Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química" Editorial Reverté, S. A, 2000. p593.



3.3.1.-Descripción de Separación Criogénica.

El gas proveniente de la planta endulzadora A-101 es alimentado al primer separador de alimentación FA-201 donde se separan los líquidos arrastrados por el gas, los líquidos son enviados fuera del límite de batería. El gas se alimenta a la sección de compresión de alimentación. Esta compresión se hace en dos etapas por lo que el gas es comprimido, enfriado y los condensados son separados.

Una vez comprimido a 63 kg/cm² y 35 °C el gas de carga entra al sistema de deshidratación en donde se le retira agua hasta alcanzar niveles de 0.1 ppm para evitar problemas de congelamiento y formación de hidratos en el tren de enfriamiento.

Una vez que el gas tiene un punto de rocío suficientemente bajo, entra al tren de enfriamiento donde el enfriamiento se lleva a cabo utilizando cuatro intercambiadores: gas de carga/gas residual, gas de carga/gas residual, gas de carga/propano y gas de carga/ alimentación a desmetanizadora, donde el gas de carga es enfriado hasta -60 °C, 60 kg/cm².

La corriente enfriada es alimentada al primer separador de licuables (FA-205), el gas proveniente del separador FA-205 se expande a 45 kg/cm² su temperatura es ajustada mediante un intercambiador de gas de carga/gas residual obteniendo licuables separados mediante el separador FA-206. El gas proveniente del separador se expande de nuevo a 8.78 kg/cm² y este gas enfriado es alimentado a la torre desmetanizadora. Mientras los líquidos de estos dos separadores (FA-205 y FA-206) se juntan y son alimentados a un último separador de licuables FA-207 donde el gas se incorpora a la línea de gas residual para enfriar el gas de carga en los intercambiadores gas de carga/gas residual, mientras que el líquido del tercer separador enfría al gas de carga en el intercambiador gas carga/alimentación a desmetanizadora y esta corriente es alimentada a la torre desmetanizadora.

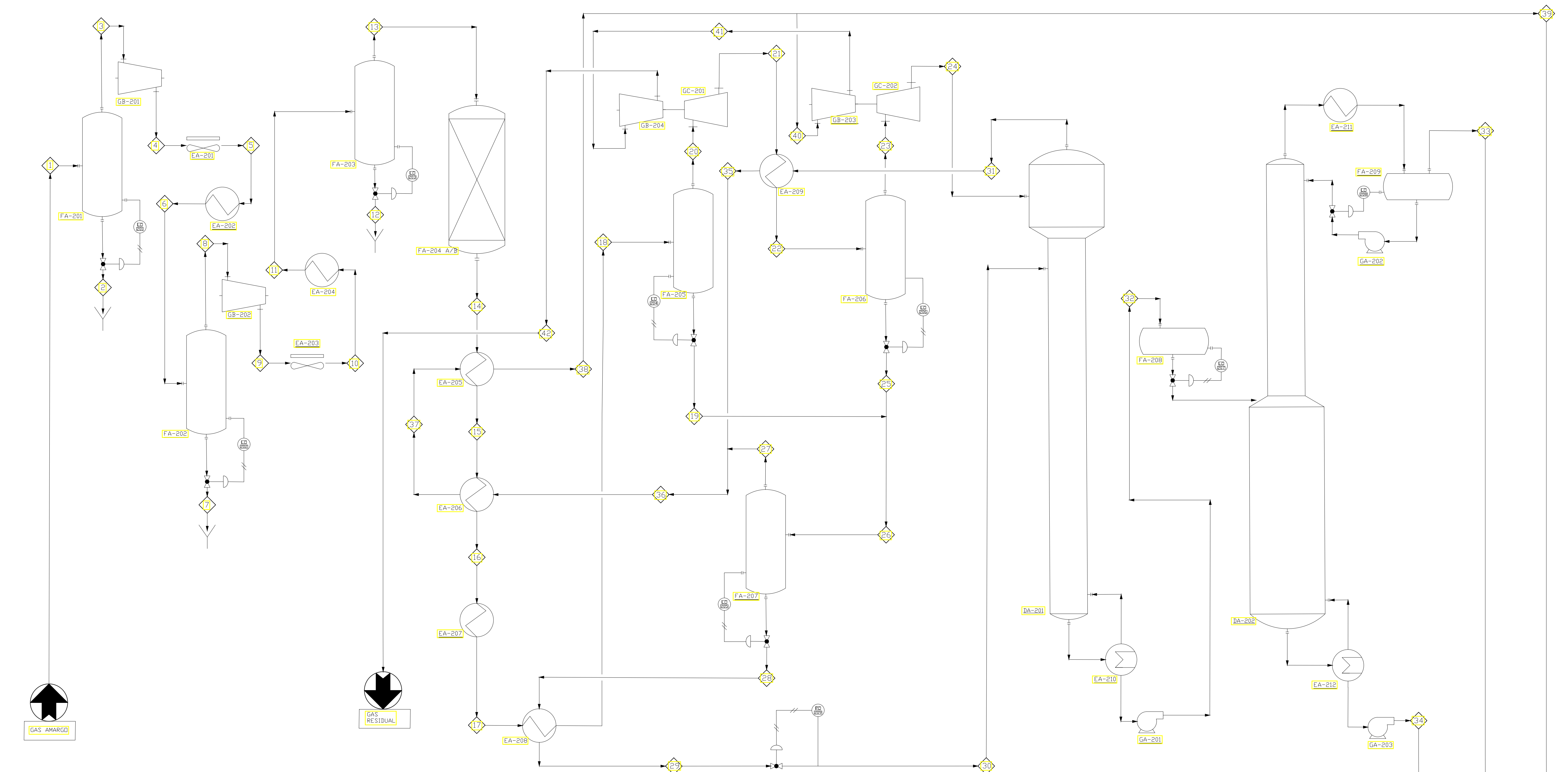
La torre desmetanizadora fracciona los hidrocarburos empleándose los primeros platos como un separador "flash". Por el domo se obtiene gas residual(metano) que se incorpora con el gas residual del separador FA-207 y enfría al gas de carga en la sección de enfriamiento.



**PROPUESTA DE ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE GAS
PROVENIENTE DE FUENTES NO CONVENCIONALES (LUTITAS)
PARA SU APROVECHAMIENTO EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA**



Una fracción del gas residual es comprimida en dos etapas mediante los compresores acoplados con los turbos expansores e inyectada a gaseoducto y el resto de gas residual utilizado como combustible. Del fondo de la torre desmetanizadora se obtienen etano + licuables, los cuales son alimentados a la torre desetanizadora. Por el domo de esta columna se obtiene etano y por el fondo se obtienen los hidrocarburos licuables los cuales se envían a la sección de fraccionamiento fuera del límite de batería.



LISTA DE EQUIPOS	
CLAVE	SERVICIO
DA-201	TORRE DE METANIZADORA
DA-202	TORRE DE METANIZADORA
EA-201	1° ENFRIADOR ALIMENTACION GAS HUMEDO
EA-202	2° ENFRIADOR ALIMENTACION GAS HUMEDO
EA-203	3° ENFRIADOR ALIMENTACION GAS HUMEDO
EA-204	4° ENFRIADOR ALIMENTACION GAS HUMEDO
EA-205	1° ENFRIADOR GAS CARGA/GAS RESIDUAL
EA-206	2° ENFRIADOR GAS CARGA/GAS RESIDUAL
EA-207	3° ENFRIADOR GAS CARGA/PROPANO
EA-208	4° ENFRIADOR GAS CARGA/ALIMENTACION DE METANIZADORA
EA-209	5° ENFRIADOR GAS CARGA/GAS RESIDUAL
EA-210	REHERVADOR DE DESEMETANIZADORA
EA-211	CONDENSADOR DE DESEMETANIZADORA
EA-212	REHERVADOR DE DESEMETANIZADORA
FA-201	1° SEPARADOR DE ALIMENTACION
FA-202	2° SEPARADOR DE ALIMENTACION
FA-203	SEPARADOR DE ALIMENTACION A DESHIDRATADOR
FA-204 A/B	DESHIDRATADOR
FA-205	1° SEPARADOR DE ALIMENTACION A EXPANSOR
FA-206	2° SEPARADOR DE ALIMENTACION A EXPANSOR
FA-207	SEPARADOR ALIMENTACION A DESEMETANIZADORA
FA-208	TANQUE DE ALIMENTACION A DESEMETANIZADORA
FA-209	TANQUE DE REFLUJO DE DESEMETANIZADORA
GA-201	BOMBA DE ALIMENTACION A DESEMETANIZADORA
GA-202	BOMBA DE REFLUJO DE DESEMETANIZADORA
GA-203	BOMBA DE ALIMENTACION A FRACCIONAMIENTO
GB-201	1° COMPRESOR DE ALIMENTACION
GB-202	2° COMPRESOR DE ALIMENTACION
GB-203	1° COMPRESOR DE GAS RESIDUAL
GB-204	2° COMPRESOR DE GAS RESIDUAL
GC-201	1° EXPANSOR DE GAS CARGA
GC-202	2° EXPANSOR DE GAS CARGA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA														
NUMERO DE CORRIENTE	11	14	18	24	27	30	31	32	33	34	35	36	39	42
DESCRIPCION	ALIMENTACION							C2+	C2	C3+			GAS COMBUSTIBLE	GAS RESIDUAL
FASE	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	VAPOR
TEMPERATURA	23.3	33.3	-61.55	-123.18	-94.9	-105.21	-112.60	-26.34	-37.53	39.67	-112.6	-111.11	4.21	32.5
PRESION	14.76	60.76	58.96	8.78	20.4	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	13.2
ENTALPIA	23.23	2014	-17.58	-0.97	-1.98	-10.88	-1.8	4.27	1.25	-1.8	-3.78	5.23	6.95	
PESO MOLECULAR	20.11	20.11	20.11	16.7	16.36	24.21	16.311	38.25	30.5	53.72	16.3	16.3	16.34	16.34
FRACCION MOL VAPOR	1	1	0.08	0.81	1	0.44	1	0	0.9999	0.9988	1	1	1	1
FRACCION MOL LIQUIDO	0	0	0.92	0.19	0	0.56	0	1	0	0.0001	0.0012	0	0	0
FLUJO	17293.8	17293.8	17293.8	1341.56	7745.2	8207.02	6569.24	2979.34	1893	994.34	14314.4	14314.4	7119	7195.4
COMPOSICION														
HE	0.0038	0.0038	0.0038	0.0088	0.0064	0.0006	0.0026	3.7E-23	0	0	0.002	0.004	0.004	0.004
CO2	3.1E-08	3.1E-08	3.1E-08	1.7E-08	1.3E-08	5.1E-08	1.9E-08	1E-07	1.6E-07	2.6E-17	2E-08	1.6E-08	1.6E-08	1.6E-08
METANO	0.8114	0.8114	0.8114	0.9548	0.9765	0.632	0.98	0.01	0.014	9E-16	0.98	0.978	0.978	0.978
ETANO	0.1216	0.1216	0.1216	0.033	0.016	0.235	0.0168	0.63	0.985	1.5E-06	0.017	0.016	0.016	0.016
PROPANO	0.0378	0.0378	0.0378	0.0025	0.0006	0.079	5.4E-05	0.22	0.00043	0.562	5.4E-05	0.00035	0.00035	0.00035
ISOBUTANO	0.0052	0.0052	0.0052	0.0001	1.8E-05	0.0111	2.6E-07	0.0307	2.5E-08	0.092	2.6E-07	9.8E-06	9.8E-06	9.8E-06
N-BUTANO	0.0104	0.0104	0.0104	0.0001	1.9E-05	0.022	1.3E-07	0.06	3.6E-09	0.18	1.3E-07	1E-05	1E-05	1E-05
ISOPENTANO	0.0027	0.0027	0.0027	6.5E-06	8.2E-07	0.0058	7.1E-10	0.016	7.7E-14	0.048	7.2E-10	4.4E-07	4.4E-07	4.4E-07
N-PENTANO	0.00313	0.00313	0.00313	6.3E-06	7.4E-07	0.0065	4.9E-10	0.018	2.3E-14	0.055	4.9E-10	4E-07	4E-07	4E-07
HEXANO	0.0023	0.0023	0.0023	6.8E-07	5.6E-08	0.0048	2.6E-12	0.013	2.2E-21	0.04	2.57E-12	3E-08	3E-08	3E-08
HEPTANO	0.0012	0.0012	0.0012	5.9E-08	4.3E-09	0.0027	2E-14	0.007	2.3E-26	0.022	2.07E-14	2.3E-09	2.3E-09	2.3E-09

NOTAS
 1-TEMPERATURA EN °C
 2-PRESION EN KG/CM2
 3-ENTALPIA MM KCAL/HR
 4-FLUJO KG-MOL/HR

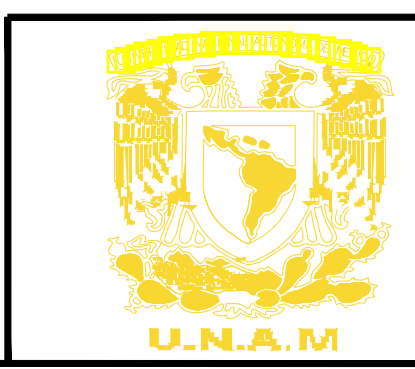


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
A-102

SECCION CRIOGENICA

INICIADO EL 22/8/17 ELABORADO GALVAN CACIQUE, LUIS ERIC REV. 0

3.3.2.- Descripción y características de las secciones contenidas.

En la figura 3.29 se muestra el diagrama de flujo de proceso de la Sección de Separación Criogénica de Gas Shale para obtener metano y principalmente etano.

A partir del diagrama de flujo de proceso, las corrientes de alimentación y las especificaciones de los productos se realizó la simulación. Cabe mencionar que el objetivo de la simulación es determinar el balance de materia y energía, así como permitir el análisis de las características de los equipos principales.

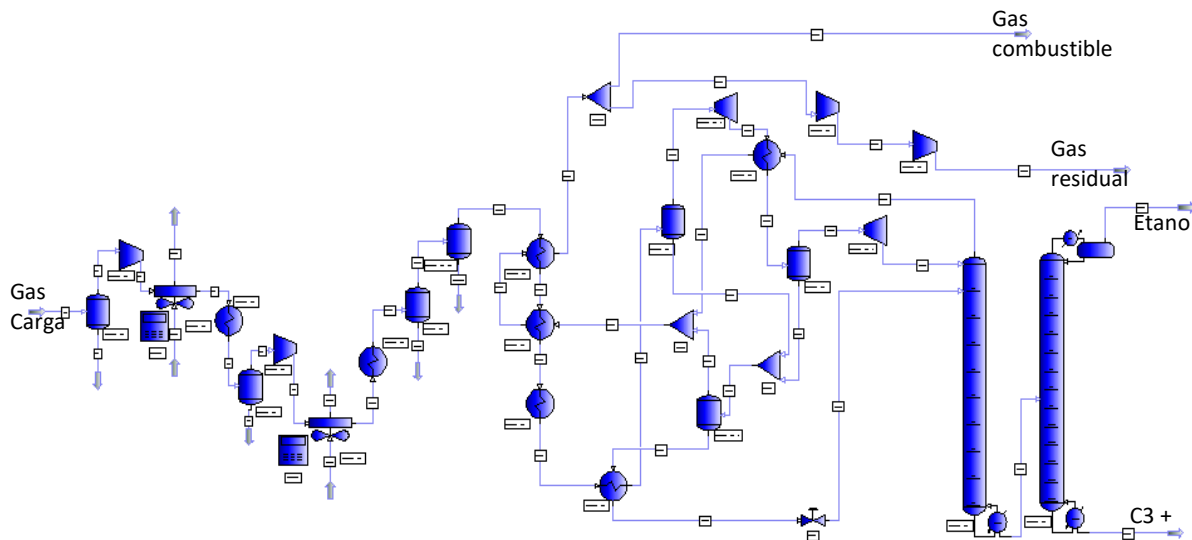


Figura 3.29.-Reproducción de la sección Criogénica (Simulación a partir de Pro/II).

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

A continuación, se describirá cada una de las secciones de las cuales consta el proceso de Separación Criogénica y sus respectivos equipos y a partir de esto, realizar un análisis del comportamiento de cada una de estas secciones, sus equipos y la determinación de las etapas teóricas necesarias para las torres desmetanizadora y desetanizadora. Las secciones de que consta son:



- a) Compresión.
 - I. 1° Enfriador Alimentación Gas Húmedo (EA-201).
 - II. 2° Enfriador Alimentación Gas Húmedo (EA-202).
 - III. 3° Enfriador Alimentación Gas Húmedo (EA-203).
 - IV. 4° Enfriador Alimentación Gas Húmedo (EA-204).
 - V. 1° Separador de Alimentación (FA-201).
 - VI. 2° Separador de Alimentación (FA-202).
 - VII. 1° Compresor de Alimentación (GB-201).
 - VIII. 2° Compresor de Alimentación (GB-202).
- b) Deshidratación.
 - I. Separador de Alimentación a Deshidratación (FA-203).
 - II. Deshidrator (FA-204 A/B).
- c) Enfriamiento.
 - I. 1° Enfriador Gas de Carga/Gas Residual (EA-205).
 - II. 2° Enfriador Gas de Carga/Gas Residual (EA-206).
 - III. 3° Enfriador Gas de Carga/Propano (EA-207).
 - IV. 4° Enfriador Gas de Carga/Alimentación a Desmetanizadora (EA-208).
- d) Separación simple.
 - I. 1° Separador Alimentación a Expansor (FA-205).
 - II. 2° Separador Alimentación a Expansor (FA-206).
 - III. Separador Alimentación a Desmetanizadora (FA-207).
- e) Tubo-Expansión.
 - I. 1° Expansor Gas de Carga (GC-203).
 - II. 2° Expansor Gas de Carga (GC-204).
 - III. 1° Compresor Gas Residual (GB-201).
 - IV. 2° Compresor Gas Residual (GB-202).
- f) Separación simple y Turbo-Expansión.
- g) Desmetanizadora.
 - I. Torre Desmetanizadora (DA-201).
- h) Desetanzadora.
 - I. Tanque Alimentación a Torre Desetanzadora (FA-208).
 - II. Torre Desetanzadora (DA-202).

a) Compresión.

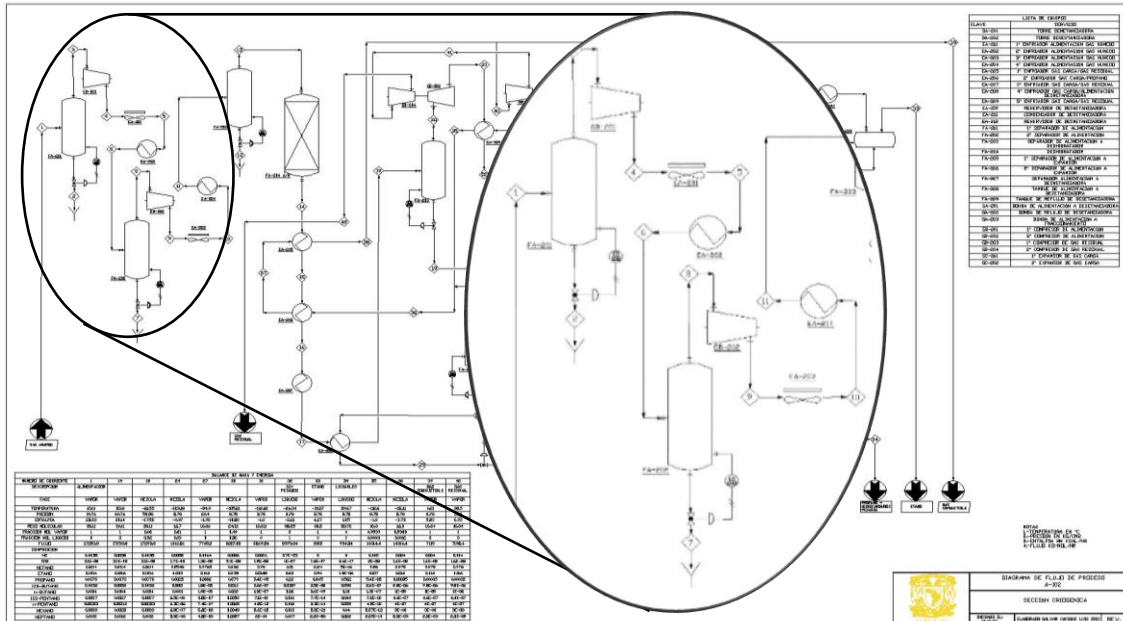


Figura 3.30.- Sección de Compresión

Fuente: Elaboración propia.

El gas de carga se alimenta de la planta endulzadora a una presión de 14 kg/cm² y es dulce, es decir no contiene gases ácidos. El primer tanque FA-201 tiene la función de eliminar condensados indeseables para la alimentación al primer compresor de alimentación GB-201, como consecuencia de la compresión el gas de alimentación se calienta (se recomienda comprimir un gas por debajo de temperatura menor de 148 °C), por lo que es necesario reducir la temperatura y los equipos EA-201 y EA-202 se encargan de enfriar el gas. Por el efecto de enfriamiento se producen condensados los cuales son separados por el segundo separador de alimentación FA-202. El líquido obtenido es en su totalidad agua. Se vuelve a comprimir y enfriar de manera similar a la anterior etapa, pero ahora con el 2º compresor de alimentación (GB-202) y los enfriadores EA-203 y EA-203. A la salida de esta sección el gas presenta las siguientes condiciones: 34°C y 62 Kg/cm².

El comportamiento descrito anteriormente se analizará a continuación con los resultados de la simulación de Pro/II.

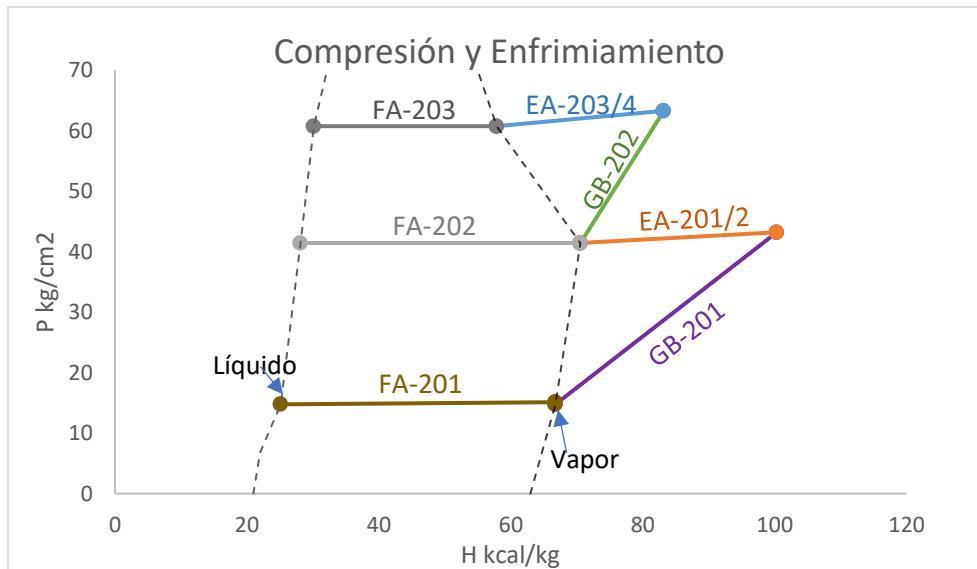


Figura 3.31.- Comportamiento en la sección de compresión.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Como se muestra en figura 3.31 la corriente se comprime en dos etapas por las acciones de los dos compresores GB-201 y GB-202 que realizan su trabajo casi a entropía constante, esta compresión calienta la corriente y es necesario enfriarla, función que realiza los intercambiadores EA-201 y EA-202 en la primera etapa de compresión removiendo una carga térmica de 6.2804×10^6 kcal/h y 4.0853×10^6 kcal/h respectivamente, mientras que el EA-203 y EA-204 en la segunda etapa de compresión remueven una carga térmica de 18.52512×10^6 kcal/h y 2.3762×10^6 kcal/h respectivamente, en los dos casos el enfriamiento da como resultado la condensación de líquidos, las líneas de los intercambiadores (naranja y azul) están dentro de la curva de saturación por lo que es necesario separar estas fases, esta actividad lo realizan los separadores FA-201, FA-202 y FA-203. Es importante resaltar que la fracción de líquido en todos los casos es muy pequeña en comparación a la fracción existente de vapor y por tal motivo pareciera no percibirse su existencia, ya que están pegado en la línea de vapor saturado, lo cual no significa que sean innecesarios pues se debe asegurar que la alimentación a los compresores sea 100% gas.

b) Deshidratación.

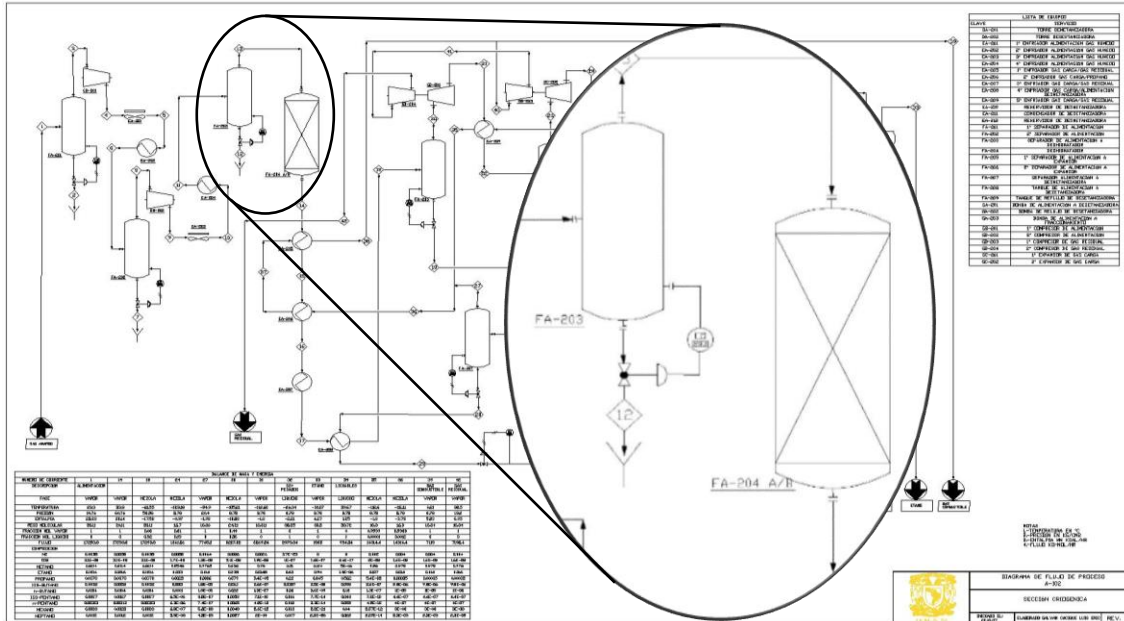


Figura 3.32.- Sección de Deshidratación

Fuente: Elaboración propia.

El separador FA-203 se encarga de eliminar condensados (agua) de la misma manera que los separadores FA-201, FA-202 y FA-203, pero la eliminación de agua en estos separadores no es lo suficientemente baja para el procesamiento de la alimentación en el tren de enfriamiento.

El diseño y operación de la sección de preparación de alimentación de una planta criogénica es uno de los principales puntos en que reside el éxito de la planta.

El requerimiento primario de la unidad de deshidratación es la producción continua de gas con puntos de rocíos lo suficientemente bajos para evitar problemas de congelamientos o de formación de hidratos. Un nivel aceptable de agua para evitar estos problemas es 0.1 ppm.

El gas entra a los deshidratadores por la parte superior para ser secado hasta un punto de rocío de $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$, los deshidratadores cumplen un ciclo de regeneración que comprende los siguientes pasos: secado, despresurización, regeneración enfriamiento y presurizado.

c) Enfriamiento.

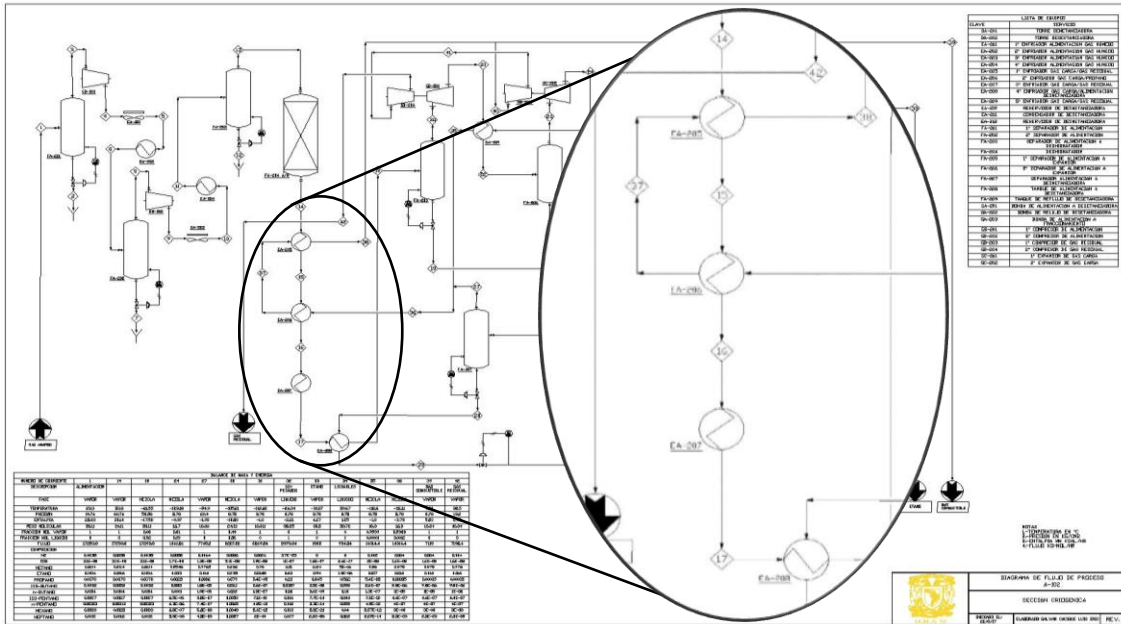


Figura 3.33.- Sección de enfriamiento.

Fuente: Elaboración propia.

Anteriormente en la sección de compresión se realizó un pre-enfriamiento con servicios de aire y agua como medios de enfriamiento a una temperatura de deshidratación de 33°C.

La corriente de gas deshidratado inicia su etapa de enfriamiento procurando utilizar al máximo el gas residual frío de la planta para el enfriamiento del gas de carga ya que los acercamientos mínimos en los intercambiadores gas carga/ gas residual o gas carga/ alimentación a desmetanizadora reducen los costos operacionales del sistema de refrigeración.

El sistema de enfriamiento cuenta con 4 intercambiadores en serie. Al inicio del sistema se tiene: 33°C y 60.7 Kg/cm² y a la salida de este -61.5 °C y 59 Kg/cm² debido a la caída de presión de los 4 intercambiadores se pierde 1.7 Kg/cm².

La corriente de gas de carga entra a los dos primeros intercambiadores EA- 205 y EA-206 en los cuales es enfriado mediante la corriente de gas residual.



La corriente de gas residual es considerada en una línea de operación de $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ ya que si bien se mencionó anteriormente que el acercamiento mínimo entre las corrientes de gas carga y gas residual disminuirían el requerimiento de los servicios de refrigeración, se ha observado que estos servicios pueden llegar a variar demasiado y diseñar un acercamiento mínimo de temperaturas entre corrientes inhabilitaría el servicio. Por esa razón se consideró esa línea de operación.

La corriente de gas residual entra primeramente en el intercambiador EA-206 y posteriormente al intercambiador EA-205 enfriando la corriente de gas carga de $33\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-18\text{ }^{\circ}\text{C}$, al enfriar en estos intercambiadores apenas se presentan trazas de hidrocarburos líquidos.

El intercambiador EA-207 usa el propano proveniente de un sistema de refrigeración, en este equipo el gas de carga fluye por los tubos y el refrigerante por la envolvente hasta alcanzar una temperatura en el gas de carga de $-57\text{ }^{\circ}\text{C}$. A la entrada del este intercambiador la fracción de vapor es 0.9 y líquido 0.1 y a la salida la fracción de vapor es 0.4 y de líquido 0.6.

Por ultimo en el sistema de enfriamiento la corriente de gas de carga entra al intercambiador EA-208 que utiliza como medio de enfriamiento la corriente de líquidos a alimentar a la torre desmetanizadora, este intercambiador está sujeto a las condiciones de operación de la torre desmetanizadora ya que al enfriar más el gas de carga se calentaría demasiado la corriente de líquidos que se alimentan a la desmetanizadora, generando un cambio de fase indeseable para la operación de la torre generando desprendimiento de etano y licuables fuera de la línea de operación de la torre desmetanizadora. Si bien no se cambia de manera drástica la temperatura como en los anteriores intercambiadores, si se ajustan las condiciones en la operación obteniendo la mayor cantidad de líquido listo para las separaciones siguientes obteniendo una fracción de líquido de 0.9.

La sección de enfriamiento es crucial para la separación criogénica por lo que es necesario la integración de corrientes.

Si tenemos una corriente de gas de carga a una temperatura de salida de $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una corriente la cual es necesaria enfriar, la acción lógica es aprovechar la corriente de gas residual al máximo para minimizar los servicios mediante integración de corrientes. A continuación, se muestra la curva del tren de enfriamiento, así como el comportamiento de cada uno de los intercambiadores considerando los servicios y la carga térmica necesaria.

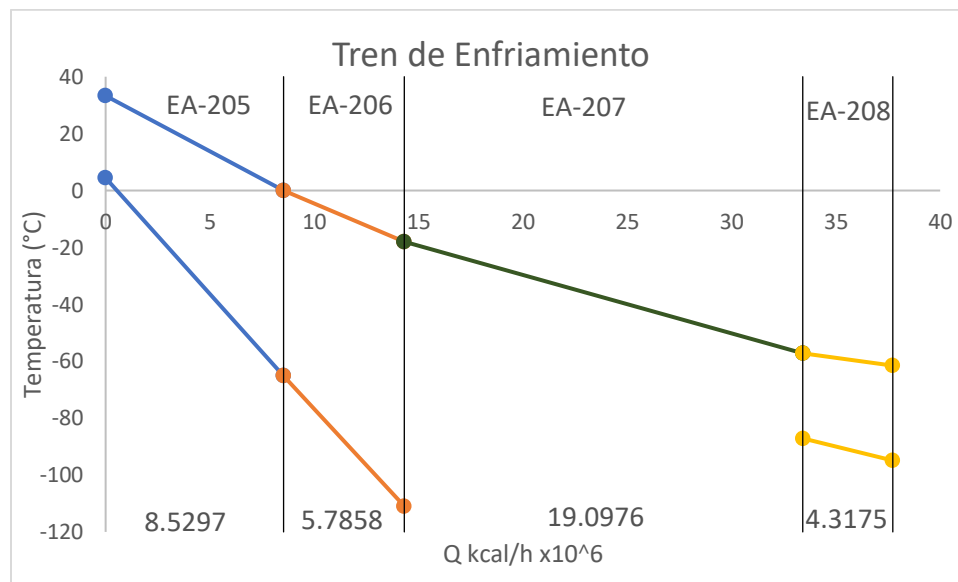


Figura 3.34.- Tren de enfriamiento de la sección Criogénica.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En la figura 3.34 se muestra el tren de enfriamiento, así como las integraciones entre la corriente caliente que va de una temperatura de $33\text{ a }-61\text{ }^{\circ}\text{C}$ con las corrientes de gas residual de $-110\text{ a }4\text{ }^{\circ}\text{C}$ y con la corriente de alimentación de desmetanizadora de $-95\text{ a }-87\text{ }^{\circ}\text{C}$ limitada con la operación de la torre desmetanizadora, la sección media va de una temperatura de $-18\text{ a }-57\text{ }^{\circ}\text{C}$ con una carga térmica de $19.0976 \times 10^6\text{ kcal/h}$ y es la que deber ser abastecida con un sistema de refrigeración.

Si estas integraciones no se llevan a cabo aprovechando la máxima carga térmica de la corriente de gas residual, así como la corriente de alimentación a desmetanizadora la carga termina que debería abastecerse sería de $37.7306 \times 10^6\text{ kcal/h}$ y gracias a la integración de las dos corrientes frías con la corriente caliente solo tiene se suministran $19.0976 \times 10^6\text{ kcal/h}$ lo que representa la disminución del 50% del requerimiento de servicios auxiliares en la refrigeración.

d) Separación simple.

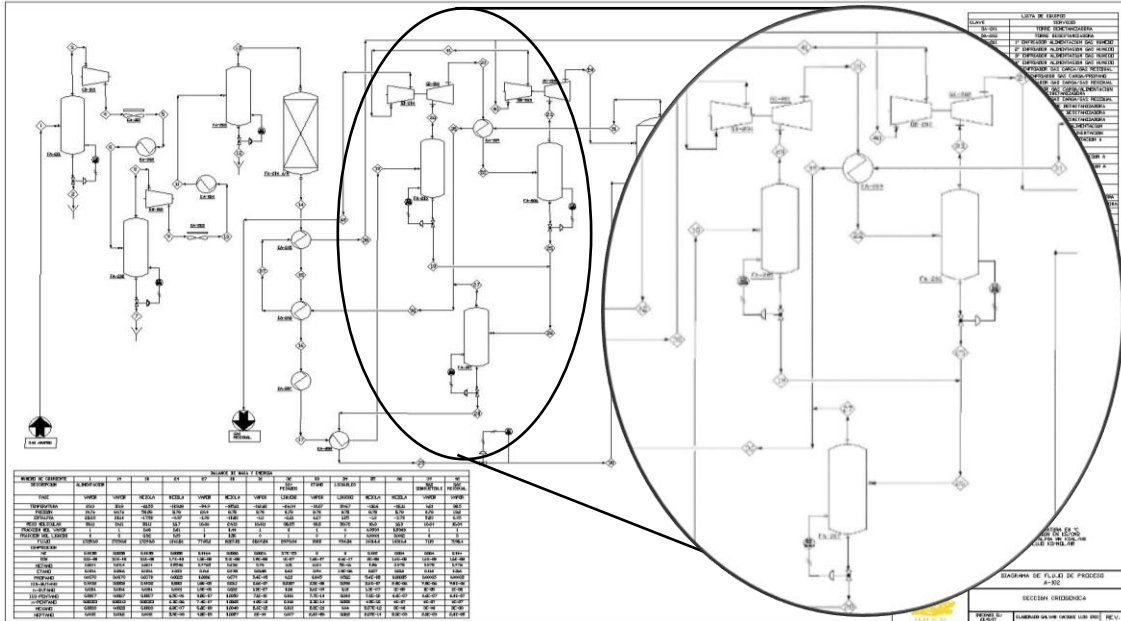


Figura 3.35.- Separación simple.

Fuente: Elaboración propia.

A la salida del sistema de enfriamiento se tienen tres separadores simples, el primer separador de gas carga FA-205 tiene la función de separar los líquidos como resultado del enfriamiento.

El gas que sale de este separador se alimenta a un primer expansor, producto de esta expansión se enfría 1 °C mediante el gas residual proveniente de la torre desmetanizadora. Este se alimenta a un segundo separador FA-206 que separa por segunda ocasión hidrocarburos líquidos, el gas de salida de este separador es expandido por segunda ocasión llegando a una presión de 8 kg/cm² y -110 °C.

Los líquidos obtenidos en los separadores FA-205 y FA-206 son alimentados al separador FA-207 que se encarga de separar el metano arrastrado (en esta operación se desprende un poco de etano), este gas se mezcla con el gas residual proveniente de la torre desmetanizadora para entrar al sistema de enfriamiento. Los líquidos son utilizados como medio de enfriamiento en el EA-208 y alimentados a la torre desmetanizadora.

e) Turbo-Expansión.

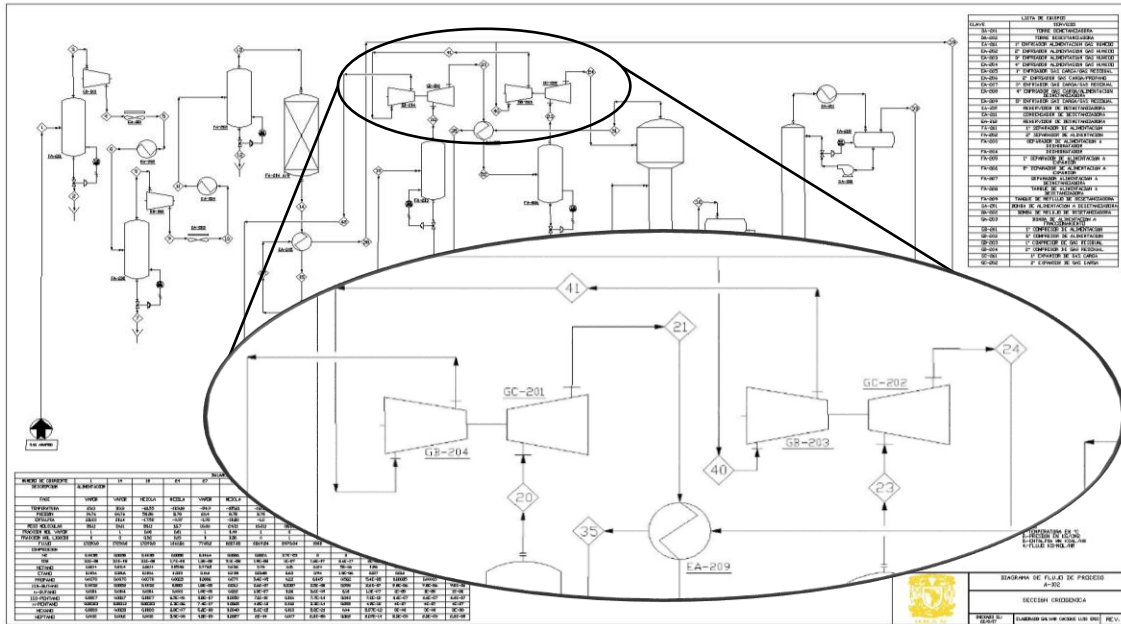


Figura 3.36.- Turbo- Expansión.

Fuente: Elaboración propia.

Se puede lograr una mayor recuperación mediante el uso de dos turbo-expansores cuando se tiene gas a alta presión (arriba de 60 kg/cm²).

El turbo-expansor criogénico es una turbina generalmente del tipo de flujo radial de reacción diseñada para lograr un máximo de eficiencia posible.

Su función desde el punto de vista termodinámico, se ha definido como una expansión politrópica irreversible para producir un trabajo útil, La expansión toma lugar aproximadamente a entropía constante. Remover energía por medio de la expansión genera refrigeración condensando hidrocarburos que se utilizan como reflujo en la desmetanizadora. El trabajo útil producido es usado para recomprimir el gas residual.



La corriente de hidrocarburos que se expande ocasiona condensación de líquido, esto ha dado lugar a dudas en cuanto a la forma en que se vería afectada la eficiencia y la vida del turbo-expansor, sin embargo, en procesos criogénicos típicos, el porcentaje de condensación en peso a la salida del turbo-expansor varía entre el 5 y 20%.

El aprovechamiento del trabajo útil de los expansores se emplea para entregar el gas residual a una presión igual o mayor que la presión que tiene el gas de carga a la planta. Esto para enviar el gas residual al gasoducto. A esta operación se le llama re-compresión del gas residual y se lleva a cabo mediante el uso de compresores centrífugos acoplados a los expansores.

La presión final del gas dependerá de las condiciones de presión del gasoducto o del sistema de gas combustible a que se envíe el gas. Cuando el gas residual es enviado a una red de gas combustible de baja presión, no se requiere su re-compresión y da lugar a un diseño más económico. Para efectos de este trabajo y a manera ilustrativa se montaron los compresores igualando el trabajo útil en los expansores de gas de carga.

f) Análisis del comportamiento separación Simple y Turbo-Expansión

Estas secciones se explicaron de manera individual ya que la operación unitaria es la misma independientemente de la cantidad de equipos presentados, pero ahora se analizará el fenómeno completo de licuefacción de gases empleando turboexpansores, separando el gas metano del resto de hidrocarburos, con base a los resultados obtenidos en la simulación con PRO II.

Aquí se generan las dos alimentaciones a la torre desmetanizadora así como una fracción de gas residual que se incorporar al tren de enfriamiento, por el efecto de la caída de presión, necesaria para la alimentación a la desmetanizadora se desprende gas, en su mayoría metano que se encontraba en estado líquido arrastrado por la corriente del resto de hidrocarburos.

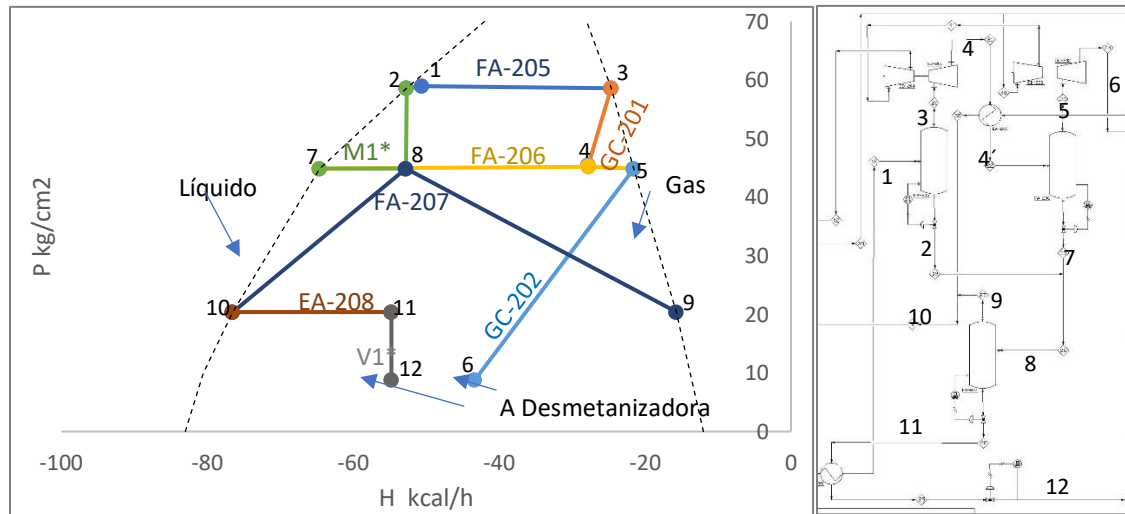


Figura 3.37.- Comportamiento de la separación simple y expansión.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En la parte izquierda de la figura 3.37 se muestra de manera gráfica el comportamiento de cada uno de los equipos mientras que en la parte derecha la sección junto con los puntos en el comportamiento.

El separador FA-205 contiene una gran fracción de líquido debido al enfriamiento previo por lo cual el punto 1 está pegado a la curva de líquido, los componentes en estado líquido son etano más licuables, en el punto 3 la fracción mol de vapor saturado es metano, que entra al expansor

La primera expansión genera refrigeración y una fracción del gas se condensa, esta corriente (punto 4) pasa por un intercambiador enfriándola, favoreciendo la formación de líquidos.

En el punto 4 coexisten dos fases alrededor del 90% de fracción vapor por lo que es necesario realizar otra separación e ingresar el gas a una segunda expansión que da como resultado el vapor alimentado a la desmetanizadora (punto 6).

Mientras que el líquido de los separadores FA-205 y FA-206 se mezclan (punto 8) y como resultado de la mezcla de dos líquidos se genera una fracción de vapor que es separada mediante el FA-207. Este gas contiene 97% en mol de metano a pesar de esto, aquí se pierde la mayor cantidad de etano (punto 9). Mientras que el líquido (punto 11) se utiliza para enfriar la corriente de gas de carga y se alimenta a la torre (punto 12).

g) Desmetanizadora.

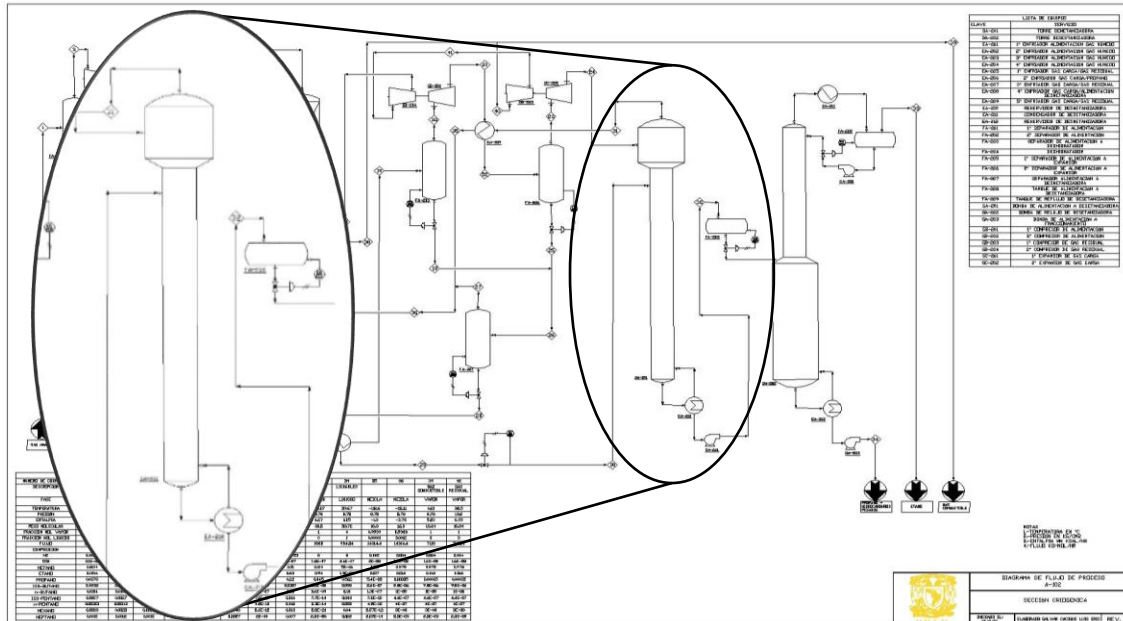


Figura 3.38.- Torre desmetanizadora.

Fuente: Elaboración propia.

La función principal de esta torre es la de separar metano del resto de los hidrocarburos que componen las alimentaciones, para obtener los productos:

- Gas residual (metano).
- Etano más licuables (C2+).

Una de las características de las torres desmetanizadoras en las plantas criogénicas es la carencia de reflujo externo. Este reflujo puede existir cuando se desean mejores recuperaciones en la torre, sin embargo, los costos operacionales se incrementan demasiado por la necesidad de obtener bajas temperaturas para la creación del reflujo.

La torre opera a 8 Kg/cm² está constituida por 12 platos del tipo válvulas necesarios para efectuar el fraccionamiento.

La descarga del segundo expansor es alimentado a la primera etapa de la desmetanizadora y el flujo de salida del intercambiador EA-208 proveniente del separador FA-207, se alimenta a la etapa 2 a control de presión 8 Kg/cm².

El gas residual (metano) producto del domo es utilizado para enfriar el gas de carga mientras que el producto del fondo (C2+) es enviado por la bomba GA-201 al tanque de balance de licuables FA-208 y alimentado a la torre desmetanizadora.

Sabiendo la función principal de la torre desmetanizadora se analizará el comportamiento de esta torre y determinaremos la cantidad de etapas teóricas mínimas.

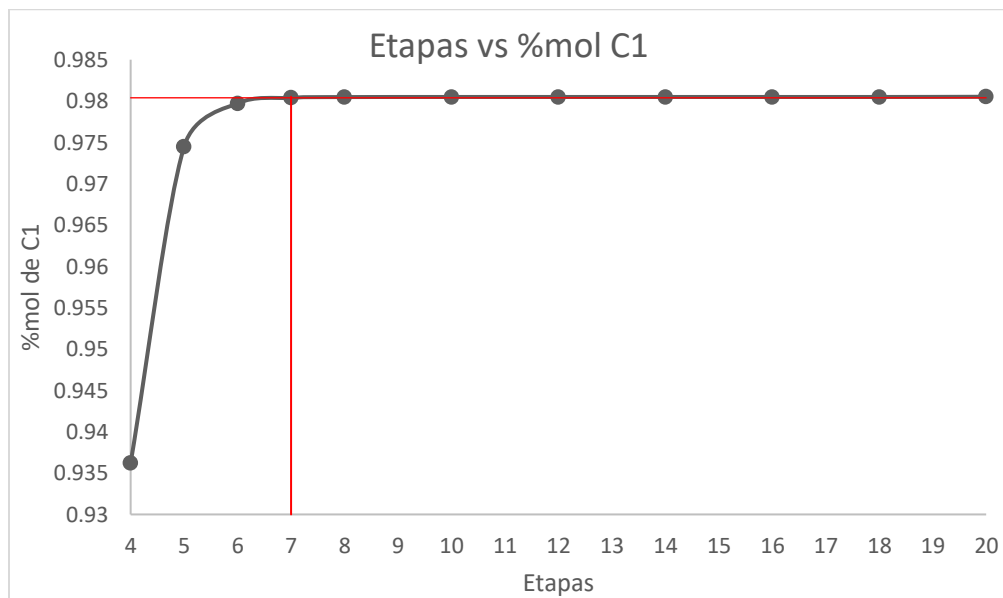


Figura 3.39.- Porcentaje mol de metano en función de las etapas de la torre desmetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La grafica 3.39 muestra el porcentaje de metano en función del número de etapas, entre mayor sea el número de etapas la composición aumenta, solo entre las etapas 4, 5 y 6 se aprecia un cambio considerable en la composición, a partir de la etapa 7 el aumento en el número de etapas no representa un cambio considerable en la composición.

La máxima concentración de metano en la salida del domo es del 98 por ciento en mol y las etapas teóricas mínimas necesarias son 7.

Si bien la selección del número de etapas teóricas se planteó con base al porcentaje mol de metano en el domo, es importante mencionar y analizar las dos alimentaciones, así como la falta de reflujo que existen en la columna, estos puntos se abordaran a continuación:

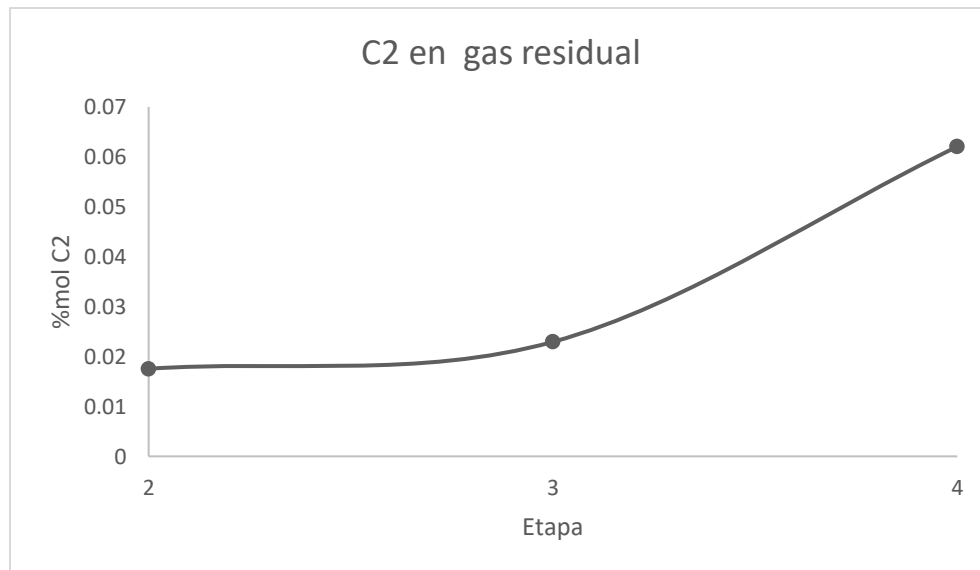


Figura 3.40.- Porcentaje mol de etano en función de la alimentación en la torre desmetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La torre desmetanizadora tiene algunas particularidades tales como:

- Falta de reflujo.
- Dos corrientes de alimentación una en la etapa 1 y la otra enseguida de esta en la etapa 2
- la parte de arriba es de un diámetro ligeramente mayor al resto de la columna.

Tanto la alimentación en la etapa 1 y el diámetro mayor al resto de la columna son por un mismo motivo y es la gran cantidad de metano que contiene la corriente alimentada en la etapa 1 donde se llevara a cabo una destilación flash en los primeros dos platos pues solo requiere el espacio para separar el metano de los diferentes hidrocarburos. Por tal motivo es necesario un diámetro mayor en la parte superior.

La segunda alimentación es en la etapa 2 ya que como se muestra en la figura 3.36 si se alimenta la segunda corriente en etapas inferiores el desprendimiento de etano en la corriente de gas residual crece de manera exponencial con lo cual la función de la segunda alimentación por debajo de la primera tiene el objetivo de arrastrar los líquidos separados por la destilación flash. De esta forma, la torre desmetanizadora no tiene reflujo porque la segunda alimentación en la etapa 2 es considerado como reflujo.

Teniendo el número de etapas teóricas mínimas necesarias, así como las etapas de alimentación se analizará el comportamiento de la columna según sus fracciones molares tanto de vapor como líquido.

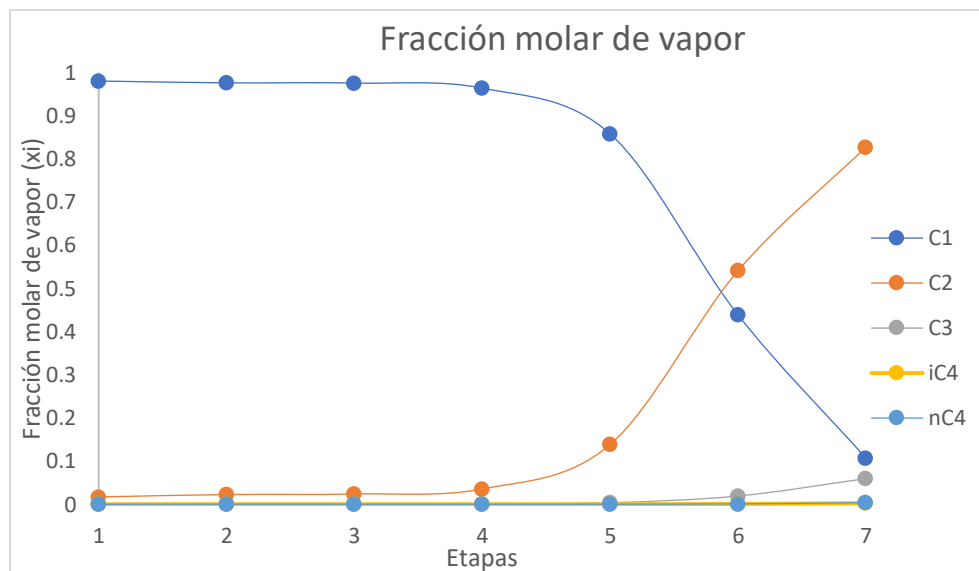


Figura 3.41.- Fracción molar de vapor en la torre desmetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En la figura 3.41 se muestra el comportamiento de la separación que se efectúa entre metano y etano.

La torre desmetanizadora tiene la función de separar metano por lo que el componente clave ligero sería el metano y el componente clave pesado el etano con base a esto se basará el comportamiento de la torre ya que son los componentes de importancia.

En la etapa 1 la fracción de vapor de metano es 0.98% mientras que de etano es 0.017, a lo largo de la columna se mantienen constantes estas fracciones hasta la etapa 5 en donde la fracción de etano empieza a aumentar y la fracción de metano a decrecer esto se debe a la separación entre estos dos componentes. La fracción molar en vapor de etano aumenta de igual forma la fracción de propano, por el efecto del rehervidor ya que al suministrarle energía a los componentes que estaban en estado líquido empiezan a evaporarse.

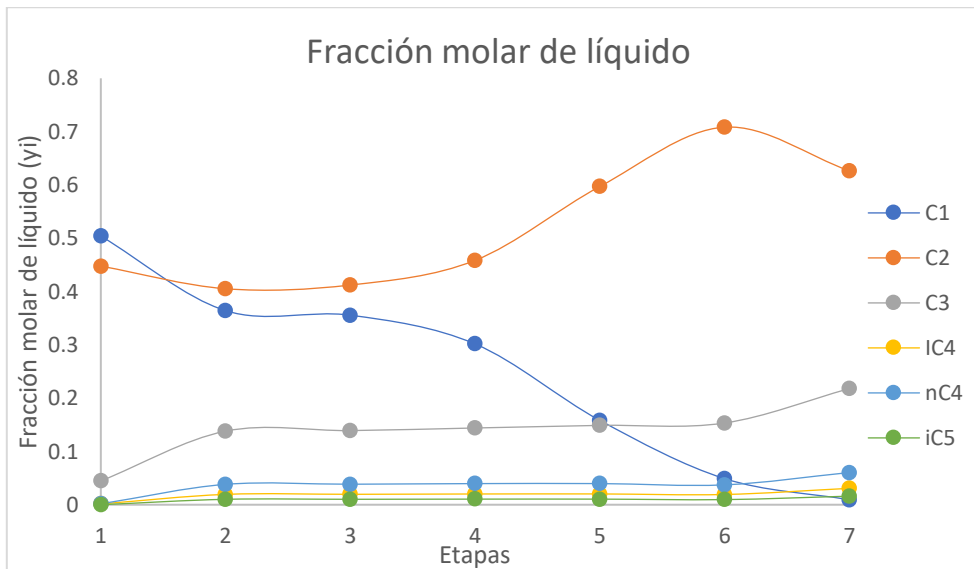


Figura 3.42.- Fracción molar de líquido en la torre desmetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En etapa 1 la fracción de metano en el líquido es de 0.5% mientras que de etano es 0.45%, en la etapa 2 la fracción de metano es menor que la de etano, así también aumenta la fracción de los demás componentes, esto es ocasionado por la segunda alimentación proveniente del intercambiador EA-208.

A partir del propano se muestra un comportamiento similar entre los componentes pesados:

En la etapa 1 no hay hidrocarburos de este tipo, la etapa 2 la fracción molar de líquido de estos hidrocarburos (C3+) aumenta por efecto de la segunda alimentación y hay un ligero aumento entre la 6 y 7 ya que la energía suministrada no es la suficiente para evaporarlos con lo que aumenta su fracción por la evaporación de etano.

Desetanizadora.

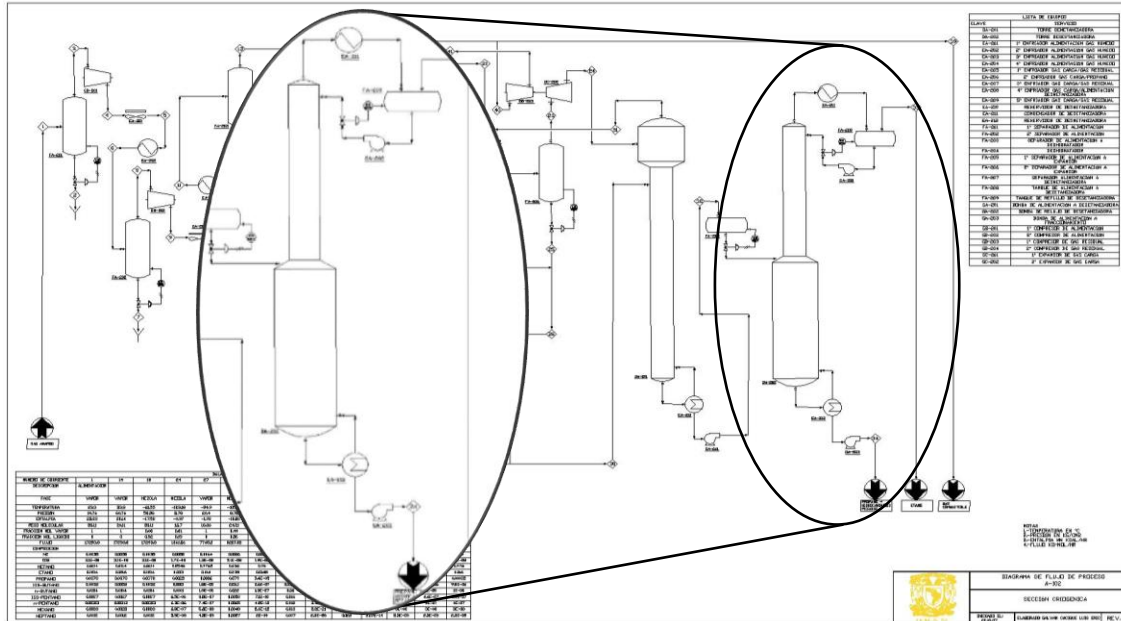


Figura 3.43.- Torre desetanizadora.

Fuente: Elaboración propia.

La separación criogénica se emplea para la máxima recuperación de etano de la corriente de Gas "Shale" por consiguiente la torre desetanizadora es la columna principal de este trabajo.

Se alimenta de los fondos de la torre desmetanizadora a la etapa 7, está constituida por 20 platos del tipo válvulas necesarios para efectuar el fraccionamiento.

En los domos de esta columna se obtiene etano a una composición en mol del 98.5%. La recuperación total del sistema criogénico corresponde al 88% del total del flujo alimentado de etano.

El producto de fondo (C3+) es enviado por la bomba GA-203 a la sección de fraccionamiento fuera del límite de batería.

Con la función principal de la torre desetanizadora se analizará el comportamiento de esta torre y se determinará la cantidad de etapas teóricas mínimas, así como la etapa de alimentación.

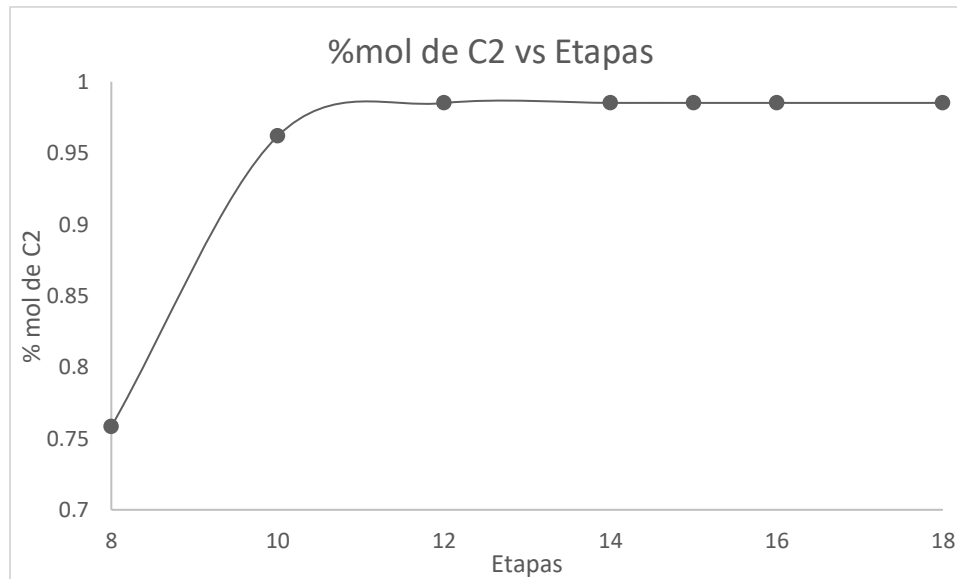


Figura 3.44.- Porcentaje mol de etano en función de las etapas de la torre desetanizadora.
Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

En la gráfica 3.44 se muestra la composición de etano en función al número de etapas.

Aumentando el número de etapas se aumenta el porcentaje mol del etano a la salida, entre las etapas 8, 9 y 10 se aprecia un cambio considerable en la composición al aumentar una etapa, pero a partir de la etapa 12 se aumentan el número de etapas sin un cambio considerable en la composición, por lo tanto la máxima concentración de etano en la salida de los domos es del 98 por ciento en mol.

Aumentar el número de etapas no cambian la composición y resulta injustificable seleccionar etapas alejadas de las tres etapas que muestran el cambio drástico de la composición. Las etapas mínimas necesarias son 12 considerando un sobre diseño en la columna.

Al tener el número de etapas teóricas mínimas necesarias se determinará la etapa de alimentación con base en el porcentaje mol de etano recuperado en el domo.

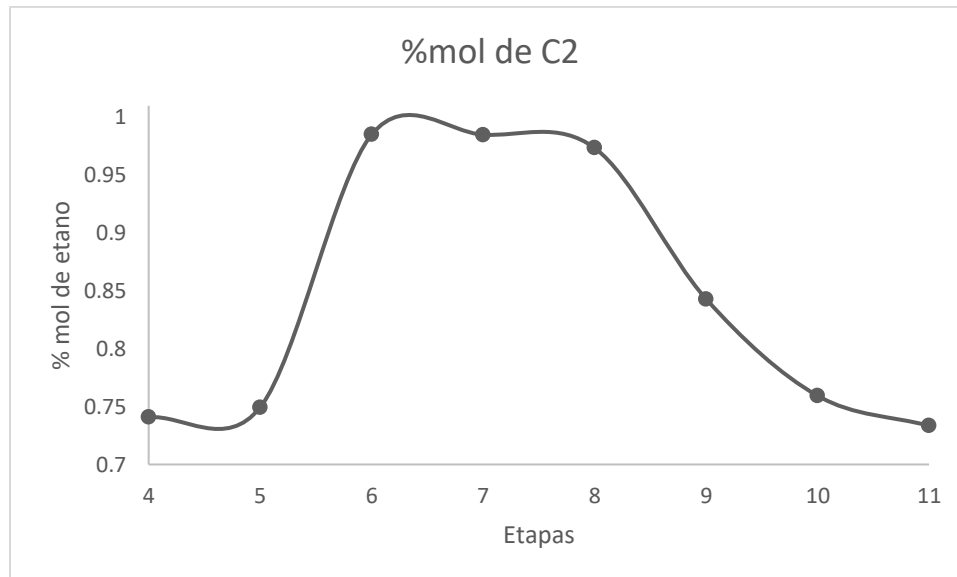


Figura 3.45.- Porcentaje mol de etano en función de las etapas de alimentación de la torre desetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La selección de la etapa de alimentación estará determinada a partir de la composición de etano en el domo, en la figura 3.45

Las etapas recomendables para la alimentación de la torre son 6, 7 y 8 es en estas se obtiene la mayor fracción molar de etano en el domo ya que en estas etapas intermedias se tiene la capacidad de efectuar la separación del componente clave ligero del resto de hidrocarburos más pesados. La alimentación propuesta es la 7 pero entre estas tres etapas es indistinto ya que no existen grandes afectaciones en la composición molar de etano en el domo.

Por último, se mostrará el comportamiento de la columna según sus fracciones molares tanto de vapor como líquido.

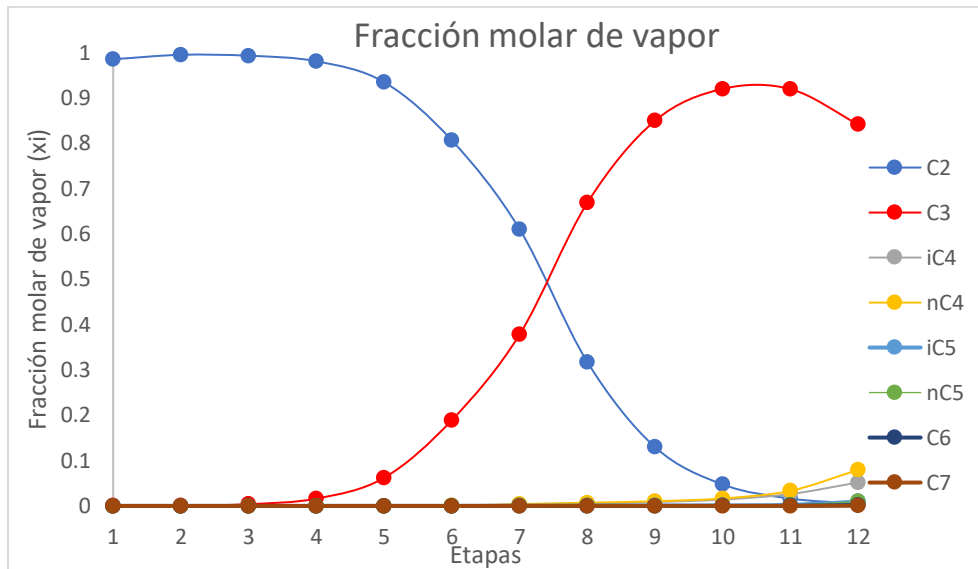


Figura 3.46.- Fracción molar de vapor en la torre desetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

La función de la torre desetanizadora es separar el etano del resto de hidrocarburos más pesados (C3+), los componentes de interés serían etano y propano ya que entre estos dos componentes se realizará la separación, estos dos hidrocarburos se denominan; etano como el componente clave ligero y el propano el componente clave pesado.

Se observa en la etapa uno la composición a la salida de la torre de 0.98 por ciento mol de etano, siguiendo una tendencia a aumentar su fracción de vapor conforme el número de etapas disminuye, así que a medida que se incrementa la altura de la torre se encuentra una mayor cantidad de etano disponible hasta llegar a la etapa 1 donde se realiza la extracción.

La tendencia del componente clave pesado de interés es inversa a la del componente clave ligero aumentando su composición conforme aumenta el número de etapas. Entre la etapa 7 y 8 existe una intersección entre las composiciones de etano y propano ya que aquí se realiza la alimentación.

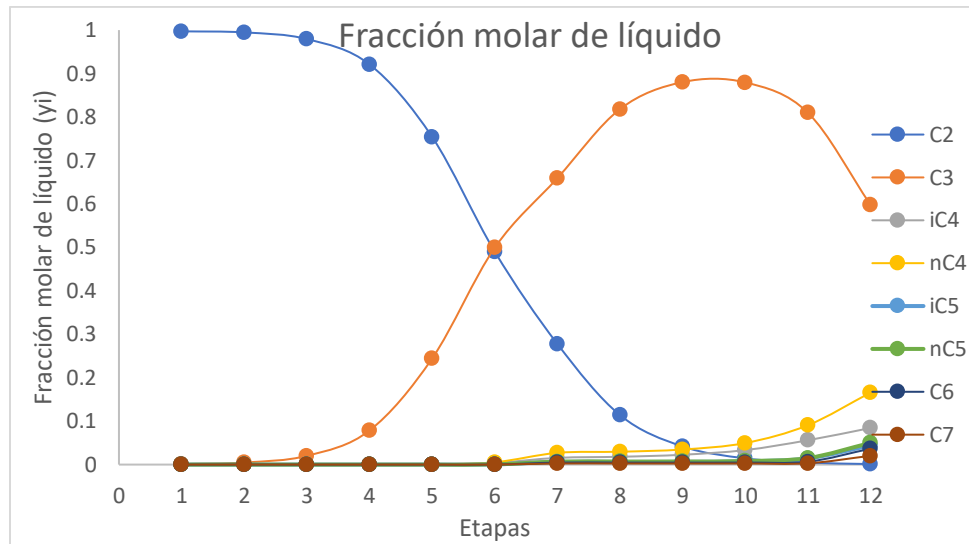


Figura 3.47.- Fracción molar de líquido en la torre desetanizadora.

Fuente: Elaboración propia con resultados obtenidos por simulación.

Las fracciones molares para el clave ligero (etano) en la fase líquida, aumentan de forma continua. En la gráfica 3.47 podemos observar cómo a medida que transcurre el número de etapas tanto C2 como C3, se separan entre ellos mostrando tendencias similares a los perfiles de vapor de estos componentes, en el caso de C2 llega a cero en la etapa 12, ya que en los fondos el etano es nulo el motivo de la torre desetanizadora es obtener etano en los domos en fase vapor.

Entre la etapa 7 y 8 se realiza la alimentación, el comportamiento de estas curvas es similar al de la fracción vapor, pero se tienen dos puntos adicionales que mencionar ya que están relacionados entre ellos:

- Uno es la drástica disminución de la fracción líquida de propano en los fondos por el efecto del rehervidor ya que suministra la energía necesaria para efectuar la separación evaporando una gran cantidad de propano líquido, pero sin cambiar la fase de los componentes más pesados que el componente clave pesado.
- El segundo efecto es la presencia de los componentes más pesados ya que se ve un aumento en la presencia de estos a partir de la etapa 7 gracias a la alimentación y se mantiene constante hasta un aumento considerable entre la etapa 11 y 12 por la disminución en la fracción de propano líquido ya que empieza a evaporarse y la fracción líquida de los componentes pesados aumenta.



CAPITULO 4

Análisis y Conclusiones.



4.1.- Análisis.

Con relación al trabajo desarrollado, considerando los balances de materia realizados así como las recuperaciones de productos obtenidas, se realizará su análisis por proceso y se emitirán las conclusiones correspondientes.

4.1.1.- Endulzamiento.

La función de esta sección de acondicionamiento es la de eliminar la cantidad de CO₂ contenida en el corriente de hidrocarburos no convencionales. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Tabla 4.1.- Balance de masa y Energía de endulzamiento.

Número		1	2	11
Descripción		Alimentación de gas	Gas dulce	Gas ácido
Fase		Mezcla	Vapor	Vapor
Temperatura	°C	15.5	24	80
Presión	KG/CM2	14.06	14.7	1
Flujo	KG-MOL/HR	17627.4	17380.5	227
Composición				
N2		0.0038	0.0038	7E-07
CO2		0.00633	2.89E-07	0.5
Metano		0.80	0.801	0.00031
Etano		0.12	0.12	0.00026
Propano		0.038	0.038	6E-05
i Butano		0.0055	0.0054	5E-06
Butano		0.011	0.0107	5E-05
i Pentano		0.0034	0.002	4E-06
Pentano		0.0041	0.0035	3E-06
Hexano		0.0048	0.003	5E-06
Heptano		0.0059	0.002	6E-07
H2O		0	0.002	0.49
MEA		0	0	4E-08

Fuente: Elaboración propia.



En la tabla 4.1 se observa el balance de masa general de la sección de endulzamiento en la cual se puede apreciar la disminución en la composición de CO₂ en el producto ya que la concentración en el gas de alimentación es de 0.0063% mol y después del proceso el gas dulce se obtiene a una composición de CO₂ de 2.89E-07 % mol, con esto el gas dulce está dentro de los requerimientos para la separación criogénica.

Otro punto importante de observar, es la cantidad de gas que se “arrastra” en el agente absorbente. El flujo de gas amargo de alimentación es de 17627.4 kg mol/h y a la salida el gas dulce es de 17380.5 Kg mol/h considerando que el gas ácido representa alrededor de 240 kg mol/h, la cantidad de hidrocarburos arrastrados representa el 1.5% del flujo total de alimentación por consiguiente se obtiene el 98% del flujo total libre de CO₂.

$$\frac{\text{Masa obtenida}}{\text{Masa alimentada}} * 100 = \frac{17380.5}{17627.4} * 100 \approx 98\%$$

Recomendaciones

Si bien el proceso se planteó y simuló de manera exitosa con las perdidas mínimas de hidrocarburos y se determinó el número de etapas teóricas, así como se analizó el comportamiento de las torres tanto de absorción como regeneradora, por el contrario los filtros tanto de MEA rica y MEA pobre solo se estudiaron de manera general basándose en recomendación bibliográfica¹³ y no se estudió el fenómeno, comportamiento ni dimensionamiento.

¹³ No Hebel G., *Gas purification processes*, George Newnes Limited, London, 1964.



4.1.2.- Separación Criogénica.

Esta sección se realizó para obtener principalmente etano como consecuencia de esta separación se obtiene metano el cual una fracción es utilizado como combustible y otra fracción re-comprimida y enviada fuera del límite de batería.

Tabla 4.2.- Balance de masa y Energía de la Separación Criogénica.

Número		1	31	32	33	34
Nombre		Alimentación	C1	C2+	C2	C3+
Fase		Vapor	Vapor	Liquido	Vapor	Liquido
Temperatura	C	23.33	-112.13	-26.4	-37.53	37.6
Presión	KG/CM2	14.8	8.8	8.8	8.8	8.8
Flujo	KG-MOL/HR	17293.81	6570.12	2978.51	1893.42	1085.09
Composición						
N2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metano		0.81	0.98	0.01	0.01	0.00
Etano		0.12	0.02	0.63	0.99	0.00
Propano		0.04	0.00	0.22	0.00	0.60
i-Butano		0.01	0.00	0.03	0.00	0.08
n-Butano		0.01	0.00	0.06	0.00	0.17
i-Pentano		0.00	0.00	0.02	0.00	0.04
n-Pentano		0.00	0.00	0.02	0.00	0.05
Hexano		0.00	0.00	0.01	0.00	0.04
Heptano		0.00	0.00	0.01	0.00	0.02

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla anterior se observa la composición de las alimentaciones, así como el flujo de cada una de los productos obtenidos. De acuerdo con lo que se puede apreciar, la separación criogénica cumplió su objetivo pues la composición en la alimentación es de 81 %mol metano y 12% mol de etano, mientras que el producto metano se obtiene con 98 % mol de pureza y es etano es obtenido con 98.5% mol de pureza. Si bien los porcentajes de pureza son buenos, un punto adicional a determinar es la recuperación de metano y etano respectivamente.



El flujo de alimentación a la separación criogénica es de 17293.81 kg mol/h, de los cuales el 81% mol es metano y el 12% mol es etano, por lo que se tiene un flujo de 14032.7 kg mol/h y 2104.4 kg mol/h respectivamente.

La recuperación de metano es de 14004 kg mol/h que representa el 99 % en la recuperación esto considerando el flujo de gas en el domo de la desmetanizadora y el gas generado en el separador FA-207.

Mientras que la recuperación de etano es de 1867 kg mol/h que representa el 88% de la recuperación del flujo total alimentado. Las plantas que emplean dos turbo-expansores pueden ser diseñadas para una recuperación de etano entre el 80 y 90%, y típicamente son diseñadas para una recuperación del 85%, con estas condiciones la recuperación de etano está por encima del porcentaje de recuperación típico.

$$\frac{\text{Masa de C1 obtenida}}{\text{Masa de C1 alimentada}} * 100 = \frac{14032.7}{14004} * 100 \approx 99\%$$

$$\frac{\text{Masa de C2 obtenida}}{\text{Masa de C2 alimentada}} * 100 = \frac{2104.4}{1867} * 100 \approx 88\%$$

Recomendaciones.

Los procesos criogénicos son complicados y complejos, se analizó el comportamiento de las torres tanto desmetanizadora como desetanizadora y el resto de las operaciones unitarias se estudiaron de manera más general analizando el fenómeno y entendido del funcionamiento.

Tanto las secciones de endulzamiento y la de separación Criogénica se abordaron desde el punto de vista de la simulación y acoplamiento de procesos con lo que se estudian los fenómenos de forma global y no tan exhaustivamente en la cantidad necesarias de equipos para cubrir el requerimiento de diseño, para mejorar este trabajo se tendría que abordar estudios a profundidad para dimensionar todas las operaciones empleadas como la deshidratación con lechos empacados con un absorbente y el dimensionamiento de los servicios, entre otros.



4.2.- Conclusiones.

Con el desarrollo de este trabajo, se logró cumplir el objetivo principal el cual es desarrollar una propuesta para el procesamiento de gas proveniente de yacimientos no convencionales mostrando sus relativamente bajos requerimientos de procesamiento dada su naturaleza geológica que le confiere cantidades mínimas de contaminantes y un volumen contenido de etano que lo vuelve muy valioso para fines petroquímicos.

Lo anterior permite emitir la siguiente comparación entre los tipos de gas natural convencional y no convencional (gas Shale):

A capacidades de procesamiento iguales de gas natural y gas shale, este último permite una obtención de etano del doble en volumen en comparación con el obtenido mediante gas natural. Es decir, si se fija una cantidad determinada de etano a obtener, una planta con procesamiento de gas natural convencional sería 2 veces más grande que una con procesamiento de gas Shale, lo cual permite la aplicación de criterios de modularización de plantas y equipos.

Con base a los resultados obtenidos se mostró el papel de las plantas endulzadoras y criogénicas para el procesamiento de gas Shale impulsando la extracción y procesamiento de esta para la obtención de hidrocarburos con valor agregado necesarios para revertir la importación de Estados Unidos y buscar la independencia de estos recursos tan importantes para la economía del país.

Para la realización de este trabajo fueron puestos en práctica los diferentes conocimientos adquiridos dentro de la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza.



BIBLIOGRAFÍA



Bibliografía.

- 1.- *Comisión Federal de electricidad., Informe anual 2015, diciembre 2015.*
- 2.- *Dirección corporativa de operaciones., Perspectivas del etano en PEMEX, 4 mayo 2007.*
- 3.- *Comisión Nacional de Hidrocarburos., Análisis de Información de las Reservas de Hidrocarburos de México al 1 de enero del 2012, 2012.*
- 4.- *Secretaría de Energía., Prospectiva de Gas Natural 2016-2030 ,2016.*
- 5.- *PEMEX Gas y Petroquímica básica., [http:// www. gas. pemex.com/PGPB/Productos+y + servicios/ Gas+natural/](http://www.gas.pemex.com/PGPB/Productos+y+servicios/Gas+natural/), [Consultada 30/07/2017].*
- 6.- *José Luis Ortiz Camargo., Potencial del gas natural en México, Tesis, México, CDMX 2014*
- 7.- *Estrada Rodríguez, A. R. y Del Rosal Díaz R., Eliminación de Gases Ácidos de una corriente de Gas Natural, Tesis, México, D.F., 1974.*
- 8.- *Eloy Álvarez Pelegry, Claudia Suárez Diez., Gas no convencional: shale gas Aspectos estratégicos, técnicos, medioambientales y regulatorios. 2016 p.78.*
- 9.- *Secretaría de Energía., Prospectiva de Gas Natural 2015-2029, 2015.*
- 10.- *Secretario de Energía, Jordy Herrera., perspectivas Nacionales e Internacionales de la industria de gas shale y su contribución al desarrollo del Sector Energético, 17de noviembre de 2011.*
- 11.- *Kohl, A.L and riesenfel, F.C., Gas Purification Mc Graw-Hill Book Co., In., New York, 1960.*
- 12.- *Mandoz R.N., Gas and liquid Sweetening, Chap. 3. 2nd. Ed 1974*
- 13.- *Nohebel G., Gas purification processes, George Newness Limited, London, 1964.*



- 14.- A. L. Kohl and F. C. Riesenfeld, *Gas Purification*, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston, 1974.
- 15.- Jefferson Chemicals, *Ethanolamine Sweetening Process Desing and Operating Consideration Part 1-2*, 1963.
- 16.- Ewing Robert C., *Evaluation points Out Trouble Spots in Amine plants*, *The oil and Gas Journal*. pp. 125-129.
- 17.- *Engineering Data Book*, 9th ed. Natural gas processors Association Tulsa, Oklahoma, 1972.
- 18.- Smith R. F. *Tips on DEA treating*, *Hydrocarbon Processing* pp 98-100, July 1972.
- 19.- Perry Ch. R *Several Treating Options open for Ethane-recovery Plants*, *The Oil and de Gas Journal*, pp 76-79. May 1977.
- 20.- Norton *Super Intalox Tower Packing*, *Bulletin* 51-72, Norton company.
- 21.- *Natural Gas Processors Suppliers Association*, *Engineering Data Book*. 9th ed. 1972
- 22.- Collin C.E purvin and Gertz., *reducing Fuel Consumition in an Expander Plan.*, *Chemical Engineering Progress*, Vol. 68 No.11 Nov 1972
- 23.- Pratt, R.A., *Firs turboexpander Unit in Refinery*. *The Oil an de Gas Journal*. Aug 1969.
- 24.- Ernest J. Henley J. D. Seader Professor of Chemical Engineering University of Houston University of Utah., *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.*, Editorial Reverté, S. A, 2000.
- 25.- Susana Luque Rodriguez., *Simulación y optimización avanzada en la industria química y de procesos: HYSYS*. Ed: universidad de Oviedo España. 2005.
- 26.- Aris R., *Análisis de Reactores*, editorial Alhambre, Madrid, 1973.



- 27.-Hayes R. E., *Introduction to Chemical Reactor Analysis*, Gordon and Breach Science Publishers, 2001.
- 28.- F. C. Riesenfeld and C. L. Blohm., *Acid Gas Removal Processes Compared*, *Hydrocarbon Process.*, 4/(4), 123—127 (1962).
- 29.- K. J. Fitzgerald and J. A. Richardson., *How Gas Composition Affects Treating Process Selection*, *Hydrocarbon Process.*, 45(7), 125—129 (1966).
- 30.- R. J. Blake., *How Acid-Gas Treating Processes Compare*, *Oil Gas J.* , pp. 105-108 (January 9, 1967).
- 31.- J. C. Dingman, D. L. Allen, and T. F. Moore., *Minimize Corrosion in MEA Units*, *Hydrocarbon Process.*, 45(9), 285—290 (1966).
- 32.- J. C. Dingman and T. F. Moore., *Gas Sweetening with Diglycolamine*, in *Proceedings of the 1968 Gas Conditioning Conference*, University of Oklahoma, Norman, Oklahoma.
- 33.- C. R. Perry., *Design and Operating Amine Units for Trouble Free Unattended Operation*, in *Proceedings of the 1969 Gas Conditioning Conference*, University 1 of Oklahoma, Norman, Oklahoma.
- 34.- C. R. Perry, *Basic Design and Cost Data on MEA Treating Units, Portable Treaters*, Odessa, Texas, 1967.
- 35.- K. J. Fitzgerald and J. A. Richardson., *New Correlations Enhance Value of Monoethanolamine Process*, *Oil Gas J.* , pp. 110—118 (October 24, 1966).
- 36.- R. N. Maddox and M. D. Burns., *MEA Process to Be Considered First*, *Oil Gas J.*, pp. 83-85 (August 21, 1967).
- 37.- R. N. Maddox and M. D. Burns., *Hot Carbonate—Another Possibility*, *Oil Gas J.*, pp. 167-173 (October 9, 1967).
- 38.- C. D. Swaim, Jr., *Gas Sweetening Processes of the 1960's*, *Hydrocarbon Process.*, 49(3), 127-130 (1970).



- 39.- C. J. Wendt, Jr., and L. W. Dailey., *Gas Treating: The SNPA Process, Hydrocarbon Process*, 46(10), (1967) pp.155—157.
- 40.- L. W. Daily., *Present Status of the SNPA-DEA Process, in Proceedings of the Forty-Ninth Annual Convention of the Natural Gas Processors Association, March 17-19, 1970, Denver, Colorado*, pp. 78-82.
- 41.- Griffi the, V.E., Rambo, e.L., and Lawrence, J.B., *Improved Cryogenic Processing (Application of Multistage Turboexpander Design to Cryogenic Processes)*. An ASME PUBLICACION 76-WA/PID-12 Manuscript received on July 29, 1976.
- 42.- H. L. Holder., *Diglycolamine—A Promising New Acid-Gas Remover, Oil Gas J.*, pp. 83-86 (May 2, 1966).
- 43.- J. C. Dingman and T. F. Moore., *Compare DGA and MEA Sweetening Methods, Hydrocarbon Process.*, 47(7), 138—140 (1968).
- 44.- J. R. Mason and T. E. Griffith., *A Case History—Conversion of a Sweetening Solution from MEA to DGA, in Proceedings of the 1969 Gas Conditioning Conference, University of Oklahoma, Norman, Oklahoma*.
- 45.- J. P. Bocard and B. J. Maryland., *New Charts for Hot Carbonate Process, Hydrocarbon Process. Pet. Refiner*, 41(4), 128—132 (1962).
- 46.- R. N. Maddox and M. D. Burns., *Designing a Hot Carbonate Process, Oil Gas J.*, pp. 122-131 (November 13, 1967).
- 47.- R. J. Morse, *"Catacarb CO₂ Cuts Costs, Enjoys Big Growth," Oil Gas J.* , pp. 184-185 (April 22, 1968).
- 48.- H. E. Bensen and J. H. Field, *The New Benfield Process, Benfield Corp.*, Pittsburgh, Pennsylvania, 1965.
- 49.- Anaya, A. e Ibarra, M.A., *Principales factores involucrados en el diseño de procesos de una Planta de Recuperación de Etano del tipo Criogénico, IMIQ, México Oct. 1975* pp 64-78.



- 50.- Jones, F.A. and Kline, B.L., *Conservation of Utilities in Design and Operation of Natural Gas Planta, Proceedings of Fifty-Thir Annual Convention. N.G.P.A. 1974. p149*
- 51.- Sudduth, L.F., *Shortcut Methods Help Predict Expander Plant Performance, The Oil and Gas Journal. Dec. 9, 1974. Pp. 88-90.*
- 52.- Margan, J., *How Externally Refrigerated and Expander Processes Compare for High Gas Journal. May 3, 1973. Ethane Recovery, The Oil and Gas Journal. May 3, 1973 pp. 230-243.*
- 53.- Robinson, B. and Hutton, J.M., *Hydrate Formation in Systems Containing Methane, Hydrogen Sulphide and Carbon Dioxide. The Journal of Canadian Petroleum Technology. Jan-Mar. 1967. Pp. 6-9.*
- 54.- Collins, e.E., Purvin and Gertz., *Reducing Fuel Consumption in an Expander Plant, Chemical Engineering Progress. Vol. 68. No. 11 Nov. 1972. Pp. 80-84.*
- 55.- Klehm, J.J. and Sd.nq Le t.azy , J .E., *Design and Startup of the Sea Robn Gas Processing Plant, Proceedings of Fifty-Third Annual Convection, N.G.P.A. 1974. Pp.167-170.*