



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**PROPUESTA PARA LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y
DESHIDRATACIÓN DEL GAS EN LAS NIF I Y II, CAMPO EL FURRIAL,
ESTADO MONAGAS**

**REALIZADO POR:
ERICK JOEL FUENTES RAMOS**

**Trabajo Especial De Grado Presentado Como Requisito Parcial Para
Optar Al Título De**

INGENIERO DE PETRÓLEO

MATURÍN, JULIO DE 2012



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

PROPUESTA PARA LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y
DESHIDRATACIÓN DEL GAS EN LAS NIF I Y II, CAMPO EL FURRIAL,
ESTADO MONAGAS

REALIZADO POR:
ERICK JOEL FUENTES RAMOS
C.I. 19.037.098

REVISADO POR:

Dr. Fernando Pino
Asesor Académico

Ing. Maria Chang
Asesor Industrial

Ing. Lisandro Bastardo
Co-Asesor Industrial

MATURÍN, JULIO DE 2012



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**PROPUESTA PARA LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y
DESHIDRATACIÓN DEL GAS EN LAS NIF I Y II, CAMPO EL FURRIAL,
ESTADO MONAGAS**

**REALIZADO POR:
ERICK JOEL FUENTES RAMOS
C.I. 19.037.098**

APROBADO POR:

**Dr. Fernando Pino
Asesor Académico**

**MSc. Carlos De La Cruz
Jurado principal**

**MSc. Jorge Guevara
Jurado principal**

MATURÍN, JULIO DE 2012

DEDICATORIA

Este logro se lo debo inicialmente a Dios. Luego a mis padres Miguel Fuentes y Aida Ramos por darme la vida; ambos se esforzaron por brindarme educación y apoyo en los momentos más difíciles. A Jofiel por ser el arcángel del saber.

También debo recordar a todas aquellas personas que fueron mis maestros y que sin ellos, no estaría aquí. “Sin maestros o profesores no hubieran estudiantes”. Desde primaria a la maestra Legdys Franco, por secundaria a Cesar Villarroel (Profesor de matemáticas y dibujo técnico), Gledys Ramírez (Profesora de Química), Ismarilys Ramos (Profesora en Inglés y mi tía), Asunción Andrade (Profesora de muchas materias), Beatriz Marcano (Profesora de química orgánica), Omar Díaz y Argenis Salazar (Profesores de Física), entre otros.

Entre los profesores que marcaron positivamente mi vida universitaria, se encuentran: Dr. Omaira Yordi (excelente profesora de matemáticas que me motivo a seguir adelante pese a los tropiezos), Ing. Clara Ramos (Magnífica Profesora de Química, por su capacidad de escuchar a los demás), Ing. Pedro Roldan (Profesor de Física, siempre dado a enseñar a todos por igual), Eugenia Limpio (Profesora de matemáticas), Gina Petter y Belquis Mesa (Profesoras de Inglés), Ing. José Vielma (Profesor de mecánica vectorial), Ing. Ruben Vega (Profesor de mecánica de los materiales), Ing. Alicia Da Silva (Profesora de Crudos pesados), Ing. Carlos de la Cruz (Profesor de Gasotecnia), Ing. Hortensia calzadilla (Profesora de procesamiento de hidrocarburos), Ing. Fabiola Motola (Profesora de yacimientos y prueba de pozos, quien nos daba consejos como: “lean mis

hijo, todo está en los libros”), Ing. Miguel Flores (Profesor de yacimiento y procesos de campo, por su ética), Ing. Beatriz Pérez (Profesora de computación), Farley Rosario (Secretaria de la escuela de petróleo), Ing. Milagro Sucre (Profesora de Producción de Hidrocarburos y Completación). Recordando siempre a la ilustre Ing. Omaira Salazar; profesora de propiedades de las rocas y los fluidos, por su carisma y calidad como persona, dispuesta a ayudar a quien lo necesitase, entre muchos a quienes les agradezco por brindarme sus conocimientos y ser mis guías en el saber.

A mis amigos Indira Márquez, Marianny Padovani, Keren Cabrera, Jhoreanny Saldivia, Julián Molinet, Jesús Senior, por soportarme y hacer más comfortable mi estadía en la universidad. “Compañeros muchos, amigos pocos”, lo importante es saber que cuentas con ellos y ellos contigo, y que pese a las tempestades se mantienen junto a ti. Además quiero agradecer a todas aquellas personas que me ayudaron durante mi paso por la universidad.

A mi familia materna, mis tíos y primos, a mis hermanos (Miguel y Renzo) y a mi sobrina Victoria. De mi familia paterna a mi tía Elena por estar pendiente de todos y ser una luchadora que logro sus sueños mediante esfuerzo y dedicación. A todas aquellas personas que me ayudaron y me apoyaron durante el transcurso de mi tiempo en la universidad.

AGRADECIMIENTOS

A mi asesor académico Dr. Fernando Pino, por enseñar acerca del tratamiento del gas natural y ser participe en la realización de esta tesis. Por dar clases ad-honoren en la Universidad de Oriente y prestar sus conocimientos a los estudiantes, demostrando que para ser alguien hay que estudiar y ser responsable.

A mí asesora María Chang, por darme la oportunidad de efectuar este trabajo de investigación referente al proyecto del cual ella es gerente. A mi co-asesor Lisandro Bastardo por ayudarme en la elaboración de esta tesis y estar pendiente de hacer un excelente trabajo. A todas las personas que forman parte de proyectos mayores, al Ing. Edgar Jayaro por tener bajo su mando a un extraordinario grupo de personas, que buscan mejorar la creación de instalaciones destinadas a procesar hidrocarburos.

A los ingenieros encargados de los proyectos, entre los cuales cabe destacar al Ing. Luis Valera quien me facilito manuales y materiales que me ayudaron a comprender mejor los procesos de endulzamiento y deshidratación. Entre otras personas que puedo mencionar, Ing. Italia Rodríguez, Ing. Enrique Dávila, Ing. Pablo Rojas, Ing. Lino Urdaneta, Ing. Juan Castillo, Ing. María García, Ing. Dora Rodríguez, Ing. Daniela Marín, Ing. María Muñoz, Lcda. Vidalina Domínguez, Ing. Edgar Santacruz, Srta. Zaireth Salazar y todas las personas que conforman esta parte de PDVSA. También debo agradecer a mis Jurados de Tesis; MSc. Carlos de La Cruz y MSc. Jorge Guevara, los cuales revisaron este trabajo de investigación y estuvieron presentes en este paso importante en el cual obtendré el título de ingeniero.

ÍNDICE

RESOLUCIÓN	iii
DEDICATORIA.....	iv
AGRADECIMIENTOS	vi
ÍNDICE.....	vii
INDICE DE FIGURAS.....	ix
INDICE DE GRÁFICOS.....	x
INDICE DE TABLAS	xi
RESUMEN.....	xiii
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I.....	2
EL PROBLEMA.....	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
1.2.1 Objetivo general.....	3
1.2.2 Objetivos específicos.....	3
1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN	4
CAPÍTULO II.....	6
MARCO TEÓRICO	6
2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN	6
2.2 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO	7
2.3 BASES TEÓRICAS	8
2.3.1 Gas natural.....	8
2.3.2 Clasificación del gas natural.....	8
2.3.3 Proceso de endulzamiento del gas natural.....	11
2.3.4 Aminas utilizadas en el endulzamiento de gases	15
2.3.4.1 Monoetanolamina (MEA).....	16
2.3.4.2 Dietanolamina (DEA).....	18
2.3.4.3 Metildietanolamina (MDEA).....	20
2.3.5 Equipos utilizados en el endulzamiento del gas mediante aminas	23
2.3.5.1 Separador.....	23
2.3.5.2 Torre absorbedora.....	24
2.3.5.3 Tanque de venteo.....	24
2.3.5.4 Intercambiador de calor.....	25
2.3.5.5 Torre regeneradora	26
2.3.5.6 Acumulador de reflujo.....	26
2.3.5.7 Rehervidor	27
2.3.5.8 Recuperador.....	28
2.3.5.9 Tanque de abastecimiento	28
2.3.5.10 Filtros.....	29
2.3.6 Proceso de deshidratación del gas natural.....	30
2.3.7 Glicoles utilizados para la deshidratación del gas	32

CAPÍTULO III.....	36
MARCO METODOLÓGICO.....	36
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN	36
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	36
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA.....	37
3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO.....	38
3.4.1 Determinación de los caudales de gas obtenidos en el área de manejo de crudo de las Nuevas Instalaciones el Furrial en sus módulos I y II.....	38
3.4.2 Estimación de los caudales de gas y líquido en el área de compresión, mediante el balance masas y energía, realizado por Aspen HYSYS V.7.1	38
3.4.3 Diseño de los sistemas de endulzamiento y deshidratación de las Nuevas Instalaciones el Furrial I y II	47
3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS	63
3.6 RECURSOS	64
CAPÍTULO IV	65
ANÁLISIS Y RESULTADOS	65
4.1 DETERMINACIÓN DE LOS CAUDALES DE GAS OBTENIDOS EN EL ÁREA DE MANEJO DE CRUDO DE LAS NUEVAS INSTALACIONES EL FURRIAL EN SUS MÓDULOS I Y II	65
4.2 ESTIMACIÓN DE LOS CAUDALES DE GAS Y LÍQUIDO EN EL ÁREA DE COMPRESIÓN, MEDIANTE EL BALANCE MASAS Y ENERGÍA, REALIZADO POR ASPEN HYSYS V.7.1	71
4.2.1 Unidad recuperadora de vapor (URV)	71
4.2.2 Área de compresión de 60 lpcm	73
4.2.2.1 Facilidades de entrada del área de 60 lpcm	73
4.2.2.2 Paquetes de compresión del área de 60 lpcm.....	76
4.2.3 Área de compresión de 280 lpcm	78
4.2.3.1 Facilidades de entrada del área de 280 lpcm	78
4.2.3.2 Paquetes de compresión del área de 280 lpcm.....	80
4.2.4 Caracterización de la alimentación al sistema de endulzamiento..	82
4.3 DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y DESHIDRATACIÓN DE LAS NUEVAS INSTALACIONES EL FURRIAL I Y II	85
4.3.1 Resultados del sistema de endulzamiento	86
4.3.2 Resultados del sistema de deshidratación	109
4.3.3 Conclusiones	116
4.3.4 Recomendaciones	118
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	119
APÉNDICES	121
HOJAS DE METADATOS.....	177

INDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1 Ubicación geográfica del Campo El Furrial.....	7
Figura 2.2 Reacción de obtención de la MEA.....	16
Figura 2.3 Reacciones entre una amina primaria y el CO ₂	18
Figura 2.4 Reacción de obtención de la DEA.....	18
Figura 2.5 Reacciones entre una amina secundaria y el CO ₂	19
Figura 4.1 Esquemático general del manejo de petróleo de las NIF I y II.....	66
Figura 4.2 Esquemático general del manejo de agua de las NIF I y II.....	68
Figura 4.3 Esquema de la Unidad Recuperadora de Vapor (URV).....	72
Figura 4.4 Esquema de las Facilidades del área de 60 lpcm.....	74
Figura 4.5 Esquema de los paquetes de compresión del área de 60 lpcm... 76	76
Figura 4.6 Esquema de las Facilidades del área de 280 lpcm.....	78
Figura 4.7 Esquema del paquete de compresión del área de 280 lpcm.	80
Figura 4.8 Esquema general del área de endulzamiento.....	89
Figura 4.9 Esquema convencional de un paquete de endulzamiento.....	90
Figura 4.10 Esquema mejorado de un paquete de endulzamiento.....	100
Figura 4.11 Esquema general del área de endulzamiento.....	110
Figura 4.12 Diagrama de procesos de un paquete de deshidratación de gas natural.....	111

INDICE DE GRÁFICOS

Pág.

Gráfica 4.1 Composición molar de la alimentación del sistema de endulzamiento con el mínimo corte de agua.....	82
Gráfica 4.2 Composición molar de la alimentación del sistema de endulzamiento con el máximo corte de agua.	83

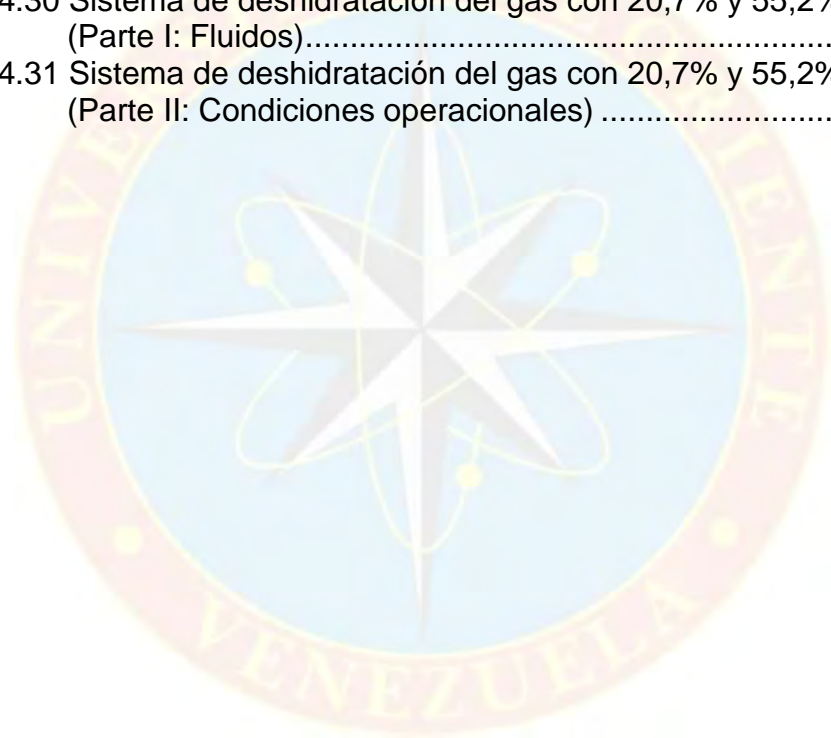


INDICE DE TABLAS

Pág.

Tabla 2.1 Condiciones operacionales típicas y datos para aminas.....	21
Tabla 2.2 Propiedades físicas de las aminas.....	22
Tabla 2.3 Temperaturas de degradación de las aminas.....	23
Tabla 3.1 Severidad de la corrosión, norma MR0175.....	44
Tabla 3.2 Calores de reacción de las aminas.....	55
Tabla 3.3 Cargas de las aminas.....	58
Tabla 4.1 Caudales de gas con un corte de agua de 20,7 %.....	69
Tabla 4.2 Caudales de gas con un corte de agua de 55,2 %.....	69
Tabla 4.3 Resultados de la URV con un corte de agua de 20,7 %.....	72
Tabla 4.4 Resultados de la URV con un corte de agua de 55,2 %.....	73
Tabla 4.5 Resultados de las facilidades de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.....	75
Tabla 4.6 Resultados de las facilidades de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.....	75
Tabla 4.7 Resultados de un paquete de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.....	77
Tabla 4.8 Resultados de un paquete de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.....	77
Tabla 4.9 Resultados de las facilidades de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.....	79
Tabla 4.10 Resultados de las facilidades de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.....	79
Tabla 4.11 Resultados de un paquete de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.....	81
Tabla 4.12 Resultados de un paquete de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.....	81
Tabla 4.13 Propiedades físicas calculadas convencionalmente y por el simulador.....	85
Tabla 4.14 Propiedades del gas de entrada al sistema de endulzamiento... ..	86
Tabla 4.15 Flujo másico de circulación de MEA, DEA y MDEA.....	87
Tabla 4.16 Caudales de circulación de las aminas.....	88
Tabla 4.17 Efecto de las aminas en el gas tratado.....	92
Tabla 4.18 Temperatura de burbujeo de las aminas a 10,8 lpcm.....	94
Tabla 4.19 Temperatura en el intercambiador de aminas.....	95
Tabla 4.20 Flujo molar de gases ácidos extraídos, pérdida de amina en gas de cola y presión parcial de los gases ácidos en el gas tratado..	97
Tabla 4.21 Temperatura de ebullición de la MDEA con diversas concentraciones de MEA.....	101
Tabla 4.22 Flujos másicos totales de la mezcla MDEA-MEA.....	102

Tabla 4.23 Caudales totales de la mezcla MDEA-MEA.	102
Tabla 4.24 Características del gas tratado con diferentes concentraciones de metildietanolamina y monoetanolamina.	103
Tabla 4.25 Gases ácidos separados de la solución MDEA-MEA.	104
Tabla 4.26 Temperatura de la solución MDEA-MEA en el intercambiador de calor.	105
Tabla 4.27 Factores a considerar en la torre regeneradora en la solución de MDEA-MEA.	106
Tabla 4.28 Flujo molar del CO ₂ y H ₂ S en la solución regenerada de MDEA-MEA y presión parcial del gas tratado.	107
Tabla 4.29 Resultados del endulzamiento con 20,7% y 55,2 de agua.	108
Tabla 4.30 Sistema de deshidratación del gas con 20,7% y 55,2% de agua. (Parte I: Fluidos).	114
Tabla 4.31 Sistema de deshidratación del gas con 20,7% y 55,2% de agua. (Parte II: Condiciones operacionales)	115





**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

RESUMEN

**PROPUESTA PARA LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y
DESHIDRATACIÓN DEL GAS EN LAS NIF I Y II, CAMPO EL FURRIAL,
ESTADO MONAGAS**

AUTOR:

Erick Joel Fuentes Ramos
C.I.: 19 037 098
Fecha: Julio 2012

Asesores:

Académico: Dr. Fernando Pino
Industrial: Ing. María Chang
Coasesor industrial: Ing. Lisandro Bastardo

La presente investigación tiene por finalidad proponer los sistemas de endulzamiento y deshidratación, de las nuevas instalaciones El Furrial, en sus módulos I y II. Para lo cual se consideraron cortes de agua de 20,7% y 55,2%. Inicialmente se estimó los caudales de gas provenientes de los equipos de separación bifásicos del manejo de crudo, luego se determinó la cantidad de condensados recuperados y los caudales de gas en el área de compresión, con el propósito de establecer el caudal de alimentación al sistema de endulzamiento. La herramienta utilizada fue Aspen HYSYS V 7.1. Los datos de entrada al mismo provinieron de muestras de laboratorio del Complejo de Jusepín, debido a que es el encargado de procesar los fluidos del campo El Furrial Este. En el diseño se planteó un esquema convencional para el sistema de endulzamiento, utilizando la monoetanolamina, la dietanolamina y la metildietanolamina. A las condiciones operacionales de entrada (280 lpcm y 194°F) estas aminas por si solas no removieron los gases ácidos, obteniéndose valores por encima de los especificados. La amina más reactiva fue la MEA y la menos reactiva fue la MDEA, la cual tiene la ventaja de ser mezclada con otras aminas. Posteriormente se mejoró el esquema para disminuir las pérdidas de aminas y se mezcló la MDEA y MEA, donde los porcentajes utilizados de esta última fueron menores al 5% P/P, resultando la mejor opción al usar 47% MDEA y 3% MEA, lográndose menos del 1% molar en el caudal de gas tratado. El sistema de deshidratación utilizó trietilenglicol y para el esquema planteado se obtuvo un contenido de agua menor a 3 lbH₂O/MMPCN de gas natural.

INTRODUCCIÓN

Una de las zonas petroleras más importantes de la República Bolivariana de Venezuela es el área norte de Monagas, conformada por los campos: El Furrial, Carito, Pirital y Orocuál. La industria petrolera del país ha concentrado parte de sus inversiones en esta área debido a la existencia de crudo mediano y liviano con gas asociado, que se encuentran en estos yacimientos. El Furrial se divide en dos áreas: Furrial Oeste y Furrial Este. El procesamiento de hidrocarburos de esta última área se efectúa en la Estación Principal Jusepín – 2, la cual está a 90% de su capacidad máxima de operación, originando la creación de las Nuevas Instalaciones El Furrial (NIF). La alimentación de cada módulo de las NIF, estará conformada por 95 MMPCND de gas y 70 MBNPD de líquido (petróleo y agua).

La presente investigación tiene la finalidad de proponer mejoras a los sistemas de endulzamiento y deshidratación de los hidrocarburos gaseosos generados durante la transferencia de petróleo en las NIF I y II. Para el diseño del área de tratamiento del gas natural se utilizará el simulador Aspen HYSYS V.7.1, mediante el cual se realizará balances de masa y energía que permitirán conocer los caudales gas y líquido, así como los cambios que se originan en las propiedades físicas de la mezcla ante un cambio de presión o temperatura. El sistema de endulzamiento del gas natural se basará en el proceso de absorción de gases por aminas, mediante la cual se deberá disminuir la concentración de dióxido de carbono a menos de 3% molar y reducir el sulfuro de hidrógeno a un valor menor a 4 ppm, V. El proceso de deshidratación se llevará a cabo a través de la absorción con trietilenglicol (TEG), para disminuir el volumen de agua contenida en el gas a una cantidad menor a 7 libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El campo El Furrial se divide en dos áreas: Furrial Oeste y Furrial Este. La producción de la primera es procesada por las Estaciones Muri y Musipán, mientras que la producción del área Este se procesa en la Estación Principal Jusepín – 2, que actualmente opera a 90% de su capacidad máxima y carece de espacio físico para la ubicación de una infraestructura adicional, motivos por los cuales se crean las Nuevas Instalaciones El Furrial (NIF) situadas en el Hato Nuevo Limón, que estarán constituidas en cuatro fases (NIF I, II, III y IV).

Inicialmente se construirán las dos primeras etapas (NIF I y NIF II) cada una contempla el manejo de 95 MMPCND de gas y 70 MBNPD de líquido (petróleo y agua). En la ingeniería básica del proyecto se había planteado un esquema de flujo del proceso para los sistemas de endulzamiento y deshidratación, sin embargo, dicha representación carece del balance de masas y energía, así como de especificaciones en algunos equipos. Desde el punto de vista de procesos se requiere una propuesta para el área de tratamiento de gas, de acuerdo a lo establecido en las normas de Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA).

El procesamiento adecuado del gas es de vital importancia para evitar problemas operacionales como la corrosión debida a gases ácidos y la formación de hidratos que ocasionarían obstrucción en las tuberías y por ende una parada de planta para la remoción de los mismos, por ello se

requieren instalaciones que puedan disminuir las impurezas contenidas en el gas natural. Este trabajo tiene la finalidad de diseñar las áreas de endulzamiento y deshidratación del gas, en donde por especificaciones de Petróleos de Venezuela S.A. el porcentaje molar dióxido de carbono debe ser menor al 3% y el contenido de sulfuro de hidrógeno menor a 4ppm.V. En cuanto al contenido de agua en el gas, esta no debe ser mayor de 7 libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas.

Para la remoción de los gases ácidos (CO_2 y H_2S), se empleará el proceso de absorción con aminas, mientras que para la disminución del contenido de agua se utilizará la absorción con trietilenglicol, debido, a que es uno de los métodos actualmente usados por su bajo costo y su solubilidad en relación a otros glicoles, además fueron los agentes materiales de separación elegidos por la empresa.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo general

Proponer los sistemas de endulzamiento y deshidratación del gas en las NIF I y II. Campo El Furrial. Estado Monagas, contemplado en el PDO 2004-2023.

1.2.2 Objetivos específicos

- Determinar los caudales de gas obtenidos en el área de manejo de crudo de las Nuevas Instalaciones el Furrial en sus módulos I y II.

- Estimar los caudales de gas y líquido en el área de compresión, mediante el balance masas y energía, realizado por Aspen HYSYS V.7.1.
- Diseñar los sistemas de endulzamiento y deshidratación de las Nuevas Instalaciones el Furrial I y II.

1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

El descenso de la presión de yacimiento del Campo El Furrial durante el comienzo de la producción primaria, originó la implementación de los métodos convencionales de recobro adicional de petróleo con la finalidad de aumentar la energía en el yacimiento y desplazar el petróleo hacia los pozos productores, inicialmente se inyectó agua y luego se inyectó gas. Provocando el aumento tanto del corte de agua como de la relación gas petróleo, ocasionando la disminución de la capacidad de manejo de crudo en las estaciones asociadas al Campo El Furrial. Donde la Estación Principal Jusepin-2 (EP JUS-2) opera a un 90% de su máxima capacidad operativa y no posee suficiente espacio físico para el desarrollo de la misma y no puede manejar el incremento en la producción previsto para el área Furrial Este, en el Portafolio de Oportunidades 2004-2023.

Por los problemas mencionados, Petróleos de Venezuela S.A. señaló la necesidad de ampliar la infraestructura para manejar eficientemente los caudales adicionales de hidrocarburos, mediante el proyecto “Nuevas Instalaciones El Furrial”, cuya fase de conceptualización seleccionó el proceso macro que permitirá el diseño de las instalaciones de superficie, requiriéndose de una nueva propuesta en los sistemas de endulzamiento y deshidratación de los módulos NIF I y II, para el tratamiento de gas que se extraiga de El Furrial Este. A través del planteamiento de estos sistemas

busca conocer el balance de masas y energía, así como definir los equipos y la volumetría de los fluidos encargados de disminuir la cantidad de contaminantes del gas.



CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

GUZMÁN, N. (2003), realizó un trabajo de investigación titulado: “Evaluación de la capacidad del sistema de recolección y separación gas-líquido entre el Campo El Furrial y El Complejo Jusepín”. La investigación evaluó el sistema de recolección y separación gas-líquido entre el Campo El Furrial y El Complejo Jusepín, debido al incremento de producción a partir del año 2005, como consecuencia de la masificación del proyecto de inyección agua-gas alternada (AGA). Se realizaron simulaciones del proceso utilizando el simulador PROII a las condiciones de operación (2002), con el fin de determinar la cantidad de fluidos a la entrada y salida de los equipos instalados en el sistema de separación del Complejo Jusepín. Además a través del simulador REO se obtuvo una base de datos con el fin de determinar las tasas de petróleo, gas y agua y también el %AyS y RGP en los próximos 10 años. Entre las conclusiones destaca que el incremento de producción afectará los sistemas de recolección y separación gas-líquido limitando la capacidad de procesamiento del Complejo Jusepín.

VALLEJO, M. (2006), elaboró un trabajo de grado titulado: “Determinación del esquema óptimo de producción de las nuevas instalaciones de superficie del Campo El Furrial (NIF), Estado Monagas”. El estudio se basó en la determinación del esquema de producción por lo que se redefinieron los niveles de presión y el número de etapas de separación gas-líquido con una evaluación hidráulica desde los pozos productores del

Campo El Furrial Este, hasta los múltiples de producción de las nuevas instalaciones, para estimar la recuperación de crudo en tanques para lo cual se determinó que el esquema de producción para este nuevo Complejo Operativo, debe estar conformado por una primera etapa de separación de 260 lpcm, la segunda de 60 lpcm y la última de 20 lpcm, un tanque de lavado, 2 enfriadores, un deshidratador de crudo, un tanque de almacenamiento, una planta de compresión de 260 lpcm, otra de 60 lpcm y una Unidad Recuperadora de Vapor, que garantizan la recuperación en tanques de 54.980 BNPD de crudo.

2.2 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

El campo El Furrial se encuentra ubicado al norte del Estado Monagas, aproximadamente a 35 km de la ciudad de Maturín, en dirección sur – oeste, en la Sub-cuenca de Maturín. Las instalaciones se ubicarán dentro del Hato Nuevo Limón en una extensión aproximada de 220 Hectáreas, el Hato está ubicado en el Sector Potrerito del Municipio Maturín del Estado Monagas.

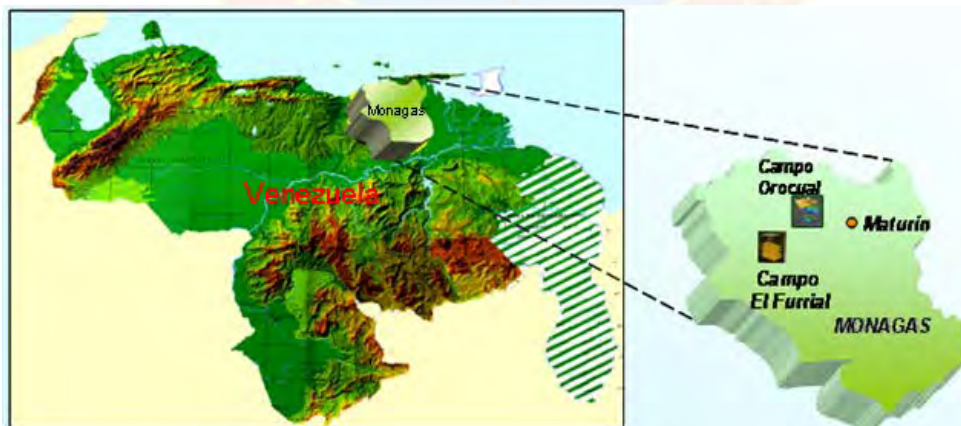


Figura 2.1 Ubicación geográfica del Campo El Furrial

Fuente: Unidad de Estudios Integrados Furrial (PDVSA).

2.3 BASES TEÓRICAS

2.3.1 Gas natural

Es una mezcla homogénea de hidrocarburos parafínicos, llamados Alcanos, los cuales también son denominados como hidrocarburos saturados debido a su hibridación (sp^3) caracterizada por tener enlaces simples y por presentar cuatro orbitales híbridos. El gas natural está compuesto por metano (CH_4), etano (C_2H_6), propano (C_3H_8) y otras pequeñas fracciones hasta el heptano y más pesados. Además puede contener impurezas como: Dióxido de Carbono (CO_2), Sulfuro de Hidrógeno (H_2S), Monóxido de Carbono (CO), Nitrógeno (N_2), Oxígeno (O_2), Disulfuro de carbono (CS_2), Sulfuro de Carbonilo (COS), Mercaptanos (RSH) y vapor de agua, estos compuestos pueden causar problemas operacionales como corrosión, formación de hidratos, que disminuyen la calidad del gas.

2.3.2 Clasificación del gas natural

Existen dos formas de clasificar al gas natural, según su origen y según su composición, las cuales son definidas a continuación:

Según su procedencia:

A. Gas asociado: Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el petróleo del yacimiento. En los yacimientos petrolíferos, generalmente, el gas natural asociado se encuentra como gas húmedo ácido. Este gas tiene que ser sometido al proceso de separación gas-petróleo, para poder ser tratado y utilizado. El gas asociado es un gas natural que se ha extraído de los yacimientos junto con el petróleo, partiendo del postulado que donde

hay petróleo, hay gas. Más del 90% de las reservas de gas natural es de gas asociado.

B. Gas no asociado: Se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales. Este gas, puede ser tratado y distribuido sin necesidad del proceso de separación.

Para clasificar el gas natural por su composición son necesarios análisis cualitativos y cuantitativos; donde se especifiquen las cantidades porcentuales de los componentes que lo conforman, tanto de hidrocarburos como impurezas; entre las cuales cabe mencionar: el dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y agua, que son las causantes de diversos problemas operacionales. De acuerdo a su composición el gas natural se cataloga en:

A. Gas pobre o gas seco: Esta constituido fundamentalmente de metano y etano. La composición de este tipo de gas alcanza valores de un 85-90% en metano y tiene menos de 2 GPM en contenido líquido. En los yacimientos de gas seco, la mezcla de hidrocarburos permanece en fase gaseosa a condiciones de yacimientos y de superficie. La temperatura de los yacimientos de gas seco es mayor que la temperatura cricondentérmica y ni a las condiciones de yacimientos ni a las de superficie se entra en la región de dos fases, por lo que la mezcla de hidrocarburos se encuentra siempre en fase gaseosa.

B. Gas rico o gashúmedo: Para este tipo de gas se puede obtener un contenido líquido de hasta 3 GPM (galones por mil pies cúbicos normales de gas). En los yacimientos de gas húmedo existe mayor porcentaje de componentes intermedios y pesados que en los yacimientos de gas seco. La

mezcla de hidrocarburos permanece en estado gaseoso en el yacimiento, pero al salir a la superficie cae en la región de dos fases.

C. Gas condensado: Es aquel en el cual el contenido de metano es mayor o igual a 60%. La mezcla de hidrocarburos a las condiciones iniciales de presión y temperatura se encuentra en fase gaseosa o en el punto de rocío. El gas presenta condensación retrógrada durante el agotamiento isotérmico de la presión, proceso que en la mayoría de los casos puede representar algún problema en la comercialización del gas de estos yacimientos. En vista que los primeros hidrocarburos que se quedan, son los más pesados. Lo que significa que el fluido que alcanza la superficie lo hace sin una gran cantidad de los elementos pesados. Además, por el hecho que los hidrocarburos pesados se acumulen en la formación obstaculizan el libre desplazamiento del fluido, en su viaje hacia la superficie. En su camino al tanque de almacenamiento, el gas condensado sufre una fuerte reducción de presión y temperatura penetrando rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con características bien específicas, las cuales permiten en tratamiento del fluido.

D. Gas Ácido: Es aquel que contiene más de cuatro partes por millón, en base al volumen de Sulfuro de hidrógeno (4 ppm, V de H_2S). En el Sistema Británico de Unidades esto significa, que hay 4 lbmol de $H_2S/1 \times 10^6$ lbmol de mezcla. Además se considera un gas ácido a aquel que posee más del 3% molar de Dióxido de Carbono (CO_2), que ante la presencia de agua dicho compuesto se vuelve corrosivo.

E. Gas Dulce: Este es un gas que contiene cantidades de Sulfuro de Hidrógeno (H_2S), menores a cuatro partes por millón en base a volumen (4 ppm, V) y menos de 3% en base molar de Dióxido de Carbono (CO_2).

F. Gas Hidratado: Este es un gas que contiene más de siete libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas (7 lb de agua / MM PCND de gas), lo que indica que el gas deberá de ser sometido al proceso de deshidratación, para poder comercializarlo.

G. Gas Anhidro: Es aquel que tiene menos de siete libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas.

2.3.3 Proceso de endulzamiento del gas natural

Consiste en la remoción de los componentes ácidos (generalmente Sulfuro de Hidrógeno y Dióxido de Carbono) de la corriente de gas, con la finalidad de obtener un gas que este bajo las especificaciones comerciales nacionales e internacionales, las cuales fueron establecidas para disminuir los problemas operacionales ocasionados por la corrosión tanto en la tubería como los equipos. Un proceso de endulzamiento consta de cinco etapas:

A.- Endulzamiento: Es la etapa inicial en donde al gas se le extrae por algún mecanismo de contacto el H_2S y CO_2 . Esto se realiza en una unidad de endulzamiento y de ella sale el gas libre de estos contaminantes, o con un contenido de estos igual o inferior al de los contenidos aceptables.

B.- Regeneración: Su finalidad es separar el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono de la sustancia utilizada en la etapa de endulzamiento, para poder reciclarla nuevamente hacia la primera etapa.

C.- Recuperación del Azufre: Se utiliza cuando la cantidad de sulfuro de hidrógeno es alta, su objetivo es transformar mediante la unidad

recuperadora de azufre más del 90% del H_2S a azufre elemental sólido o líquido.

D.- Limpieza del gas de cola: Esta existirá si se tiene la unidad recuperadora de azufre, puesto que el gas que sale de la misma aún posee de un 3 a un 10% del H_2S removido del gas natural y es necesario removerlo, dependiendo de la cantidad de H_2S y las reglamentaciones ambientales y de seguridad. La unidad de limpieza del gas de cola continua la remoción del H_2S bien sea transformándolo en azufre o enviándolo a la unidad recuperadora de azufre. El gas de cola al salir de la unidad de limpieza debe contener solo entre el 1 y 0,3% del H_2S removido.

E.- Incineración: Aunque el gas que sale de la unidad de limpieza del gas de cola sólo posee entre el 1 y 0,3% del H_2S removido, aun así no es recomendable descargarlo a la atmósfera y por eso se envía a una unidad de incineración donde mediante combustión el H_2S es convertido en SO_2 , un gas que es menos contaminante que el H_2S . Esta unidad debe estar en toda planta de endulzamiento.

Los procesos que se utilizan para la eliminación del hidróxido de sulfuro y del dióxido de carbono, son:

a.- Absorción por solventes químicos: Es la operación unitaria en la que la transferencia de masa tiene lugar de la fase de vapor a la fase líquida. Por absorción también se entiende al proceso de retención de gases o vapores por líquidos. El proceso de absorción química de los gases ácidos se realiza con aminas o con carbonato de potasio. La regeneración se hace con incremento de temperatura y disminución de la presión.

Estos procesos se caracterizan porque el gas ácido se pone en contacto en contracorriente con una solución en la cual hay una sustancia que reacciona con los gases ácidos. El contacto se realiza en una torre contactora en la cual la solución entra por la parte superior y el gas entra por la parte inferior.

Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles y por lo tanto la solución al salir de la torre contactora se envía a regeneración. Los solventes químicos presentan alta eficiencia en la eliminación de gases ácidos, sin embargo, las principales desventajas que presenta este proceso son: la demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las soluciones y la limitada concentración (% P/P) de la solución.

b.- Absorción por solventes físicos: Son aplicables cuando la presión parcial del gas ácido es alta y bajas temperaturas. El calor de reacción asociado a la absorción por solventes físicos es más bajo que el asociado al proceso de absorción por solventes químicos, por ello los solventes se regeneran con disminución de presión y aplicación baja o moderada de calor o uso de pequeñas cantidades de gas de despojamiento. En estos procesos el solvente absorbe el contaminante pero como gas en solución y sin que se presenten reacciones químicas; obviamente que mientras más alta sea la presión y la cantidad de gas mayor es la posibilidad de que se disuelva el gas en la solución.

Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Si el gas a tratar tiene un alto contenido de propano y compuestos más pesados el uso de un solvente físico puede implicar una pérdida grande de los componentes más pesados del gas, debido a que estos componentes

son liberados del solvente con los gases ácidos y luego su separación no es económicamente viable.

c.- Absorción con solventes híbridos o mixtos: Utiliza una mezcla de solventes químicos y físicos. El objetivo es aprovechar las ventajas de los absorbentes químicos en cuanto a capacidad para remover los gases ácidos y de los absorbentes físicos en cuanto a bajos requerimientos de calor para regeneración. Los procesos híbridos presentan un intento por aprovechar las ventajas de los procesos químicos, alta capacidad de absorción y por tanto de reducir los niveles de los contaminantes. El proceso híbrido más usado es el Sulfinol que usa un solvente físico, sulfolano (dióxido de tetrahidrotiofeno), un solvente químico (DIPA) y agua. Una composición típica del solvente es 40-40-20 de sulfolano, DIPA y agua respectivamente.

d.- Procesos de conversión directa: Estos procesos se refieren a la transformación del sulfuro de hidrógeno en azufre elemental a partir de los gases de cola, este proceso es de gran importancia, debido a que permite obtener azufre, en forma natural, el cual después es utilizado para la formación de ácido sulfúrico y compuestos petroquímicos, que son de gran utilidad práctica, y lo más importante es que se están utilizando las impurezas del gas natural, en sentido productivo. Los procesos de conversión directa remueven el H_2S y lo convierten directamente a azufre elemental sin necesidad de unidad recuperadora de azufre. Estos procesos utilizan reacciones de oxidación y reducción que involucran la absorción de H_2S en una solución alcalina.

e.- Procesos de adsorción de gases: La adsorción, es la operación unitaria que se realiza al poner en contacto un sólido con un fluido y es un proceso que se emplea para remover impurezas basadas en el hecho de que

ciertos materiales altamente porosos fijan ciertos tipos de moléculas en su superficie, generalmente para este proceso se utiliza el lecho seco o lechos sólidos.

Un lecho sólido es un conjunto de productos sólidos (mallas moleculares, sílica, alúmina) usados en la industria del gas. Igualmente se puede emplear el término lecho seco, que es un material que no utiliza líquidos, por ejemplo las esponjas de hierro, que se usan para retener el sulfuro de la corriente de gas natural. En estos procesos el gas ácido se hace pasar a través de un filtro que tiene afinidad por los gases ácidos y en general por las moléculas polares presentes en el gas entre las que también se encuentra el agua. El más común de estos procesos es el de las mallas moleculares. El rango de vida útil de un lecho es de 3 a 10 años, dependiendo del trato que reciba el lecho durante la operación. Debido a la inversión inicial, estos tipos no son recomendados para altas concentraciones de CO_2 , ni para volúmenes no mayores a unos 15 MMPCND en procesos de endulzamiento del gas natural.

2.3.4 Aminas utilizadas en el endulzamiento de gases

Los procesos con solventes químicos generalmente utilizan aminas (con o sin aditivos) o una solución básica. En principio las aminas presentan mayor afinidad con el dióxido de carbono y producen reacciones exotérmicas. Las aminas son compuestos orgánicos relacionados al amoníaco que tienen de uno a tres átomos de hidrógeno sustituidos por un radical alquil o alcanol.

En función del número de hidrógenos desplazados, las aminas pueden ser primarias (NH_2R), secundarias (NHR_2) o terciarias (NR_3). La afinidad

hacia el CO_2 se reduce con las aminas secundarias y terciarias. Para el proceso de endulzamiento de gases, la amina se mezcla con agua y su concentración se mide en % P/P. Las aminas que se utilizan en la industria de hidrocarburos son las siguientes:

2.3.4.1 Monoetanolamina (MEA)

Su nombre químico es 2-Hidroxi-etilamina y es un líquido transparente, incoloro, higroscópico, con un peso molecular de 61,08 UMA. Es una amina primaria caracterizada por ser una base fuerte. Su uso no está sujeto al pago de patentes. Es obtenida por la reacción del amoníaco sobre el óxido de etileno (Figura 2.2: Reacción de obtención de la MEA).

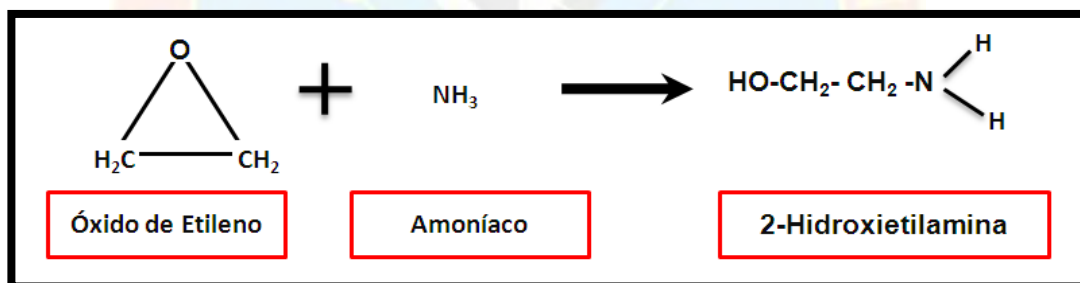


Figura 2.2 Reacción de obtención de la MEA.

Fuente: Autor.

El endulzamiento del gas con monoetanolamina es usado donde existen bajas presiones en el contactor o especificaciones estrictas de gas ácido. La MEA elimina tanto el H_2S y el CO_2 de corrientes de gas. Con ella se pueden lograr concentraciones de H_2S por debajo de 4,0 ppm en volumen y a presiones moderadas se pueden obtener concentraciones menores a 3% de dióxido de carbono. Algunas impurezas como: el COS, CS_2 y oxígeno, tienden a degradar la solución, por lo cual no es recomendable en esos

casos. Se aplica cuando se tienen bajas presiones parciales del gas ácido, al utilizar esta amina se pueden presentar ciertos problemas operacionales como lo son: la corrosión y la formación de espuma.

Según la GPSA (Gas Processors Suppliers Association) la concentración varía de 10% a 20% P/P, sin embargo, otros autores (Marcías Martínez) indican que: "El porcentaje de peso de MEA en la solución se limita a 15% P/P". Debido a que la MEA tiene la mayor presión de vapor (0,20 mmHg a 20 °C según Corquiven) de las aminas utilizadas para tratamiento de gas, las pérdidas de solución a través de la vaporización del contactor y separador puede ser alta, lo cual puede minimizarse mediante el uso de un lavado con agua.

La carga de gas ácido de esta amina generalmente oscila de 0,30 a 0,35 moles de gas ácido por mol de monoetanolamina, con el propósito de mantener una baja corrosión y evitar la formación de bicarbonatos y carbonatos. En la regeneración la MEA retiene gran cantidad de gases ácidos (dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno) y cuando esta solución supuestamente regenerada regresa al contactor disminuye su capacidad de retención de los gases ácidos.

Las principales reacciones que se llevan a cabo en el absorbedor de un proceso de endulzamiento entre la amina primaria y el dióxido de carbono son las mostradas en la figura 2.3, donde ni la amina ni la amina protonada son las responsables de los problemas de corrosión que surgen a través de la utilización de esta amina para el tratamiento del gas, sin embargo, los carbonatos de la amina son conocidos como agentes complejantes y podría provocar un aumento en la tasa de corrosión (Nakanayagui 1996).

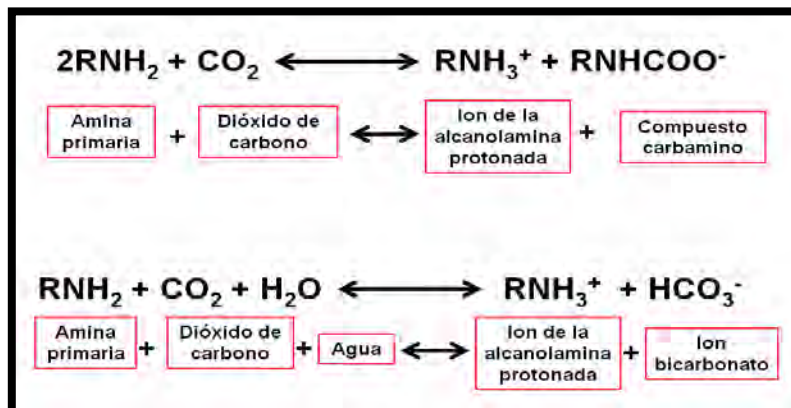


Figura 2.3 Reacciones entre una amina primaria y el CO₂.

Fuente: Universidad de Texas.

2.3.4.2 Dietanolamina (DEA)

Este compuesto es conocido por nombres como: 2,2-Iminodietanol, Dihidroxietilamina. A temperaturas mayores al ambiente es un líquido claro, higroscópico y viscoso, con suave olor amoniacal, miscible en agua. Tiene un peso molecular de 105,14 UMA. Es una amina secundaria menos corrosiva que la MEA y en altas concentraciones es muy viscosa. Generalmente se obtiene al hacer reaccionar el óxido de etileno con la monoetanolamina, como se observa en la siguiente figura:

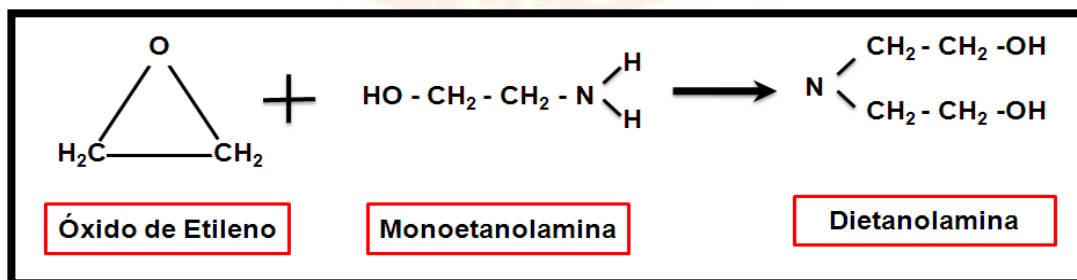


Figura 2.4 Reacción de obtención de la DEA.

Fuente: Autor.

La reacción de la DEA con COS y CS₂ es más lenta que con la MEA y los productos de la reacción son distintos, lo cual causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. La presión de vapor de la Dietanolamina es menor a 0,01 mmHg a 20 °C, por lo que es más baja que la Monoetanolamina, por ende las pérdidas por evaporización con la DEA es menor que con la MEA. La tecnología convencional de la DEA no tiene cargos en su patente y se utiliza para endulzar corrientes de gas natural que contengan hasta un 10% molar de gases ácidos a presiones de operación de mayores a 500 lpcm.

Las plantas que utilizan esta amina operan con concentraciones de 30 a 35% con cargas que van de 0,30 a 0,40 mol gas ácido / mol de DEA. Sin Embargo Prosernat diseño procedimientos operativos adecuados con los cuales la concentración de la solución puede llegar a 40% P/P, donde la carga máxima alcanzable está limitada por el equilibrio en la solubilidad del H₂S y CO₂. En la figura 2.5 se muestra la reacción ocurrida entre una amina secundaria y el CO₂; donde al igual que las aminas primarias se generan los iones de carbonato mediante la degradación oxidativa en la torre contactora.

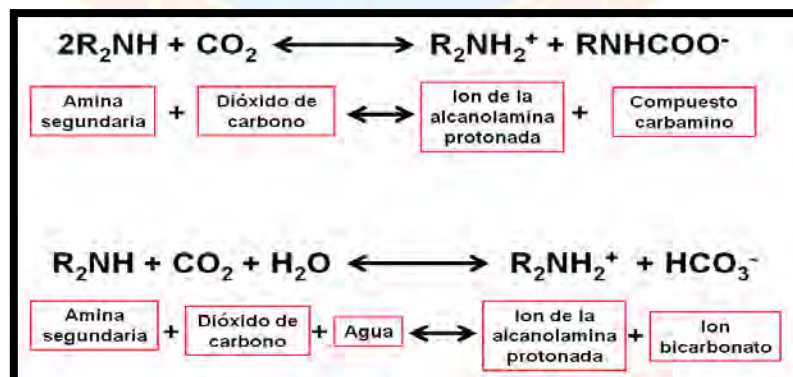


Figura 2.5 Reacciones entre una amina secundaria y el CO₂.

Fuente: Universidad de Texas.

2.2.4.3 Metildietanolamina (MDEA)

Llamada también 2,2-metiliminodietanol, posee un peso molecular de 119,16 UMA, es un líquido amarillo claro, incoloro y con un olor ligeramente a amoníaco. Es miscible con agua, alcohol y benceno. La metildietanolamina es una amina terciaria que reacciona lentamente con el dióxido de carbono, por lo cual, para removerlo, requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la torre contactora en comparación con otras aminas, como la monoetanolamina y dietanolamina.

A diferencia de las aminas primarias y secundarias, la MDEA posee un bajo calor de reacción con los gases ácidos, además es menos corrosiva y presenta alta resistencia a la degradación térmica. Otra ventaja es su bajo requerimiento energético para su recuperación; donde por efectos de separación instantánea puede regenerarse, reduciendo la carga de gas ácido en el regenerador.

Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H_2S cuando ambos gases ácidos (CO_2 y H_2S) están presentes. La patente de extracción selectiva del sulfuro de hidrógeno la poseen compañías como DOW, PHILLIPS y SHELL. Si el gas es contactado a presiones suficientemente altas (800-1000 lpcm), bajo ciertas condiciones se puede obtener un gas con calidad para gasoductos de 4 ppm.V de H_2S .

La Metildietanolamina posee una presión de vapor menor a 0,01 mmHg a 20 °C, razón por la cual esta amina se utiliza en concentraciones entre 30 a 50% en peso, sin considerables pérdidas por evaporación. Por ser poco corrosiva puede tener cargas de gas ácido entre 0,7 - 0,8 moles de gas ácido por moles de aminas en equipos de acero al carbón.

Investigaciones de la compañía “Bryan Research and Engineering”, realizadas por John Polasek y Jerry A. Bullin; presentan ensayos técnicos para la selección de aminas en las unidades de endulzamiento y las condiciones operacionales típicas son las siguientes:

Tabla 2.1 Condiciones operacionales típicas y datos para aminas.

Amina	MEA	DEA	MDEA
% P/P	15 - 20	25 - 35	20 -50
Carga de gas ácido mol/mol (Con acero al carbono)	0,30 – 0,35	0,30 – 0,35	Ilimitada
Habilidad selectiva para absorber el H ₂ S	No	Con condiciones limitadas	En la mayoría de las condiciones

Fuente: Bryan Research and Engineering.

La exposición de MDEA al oxígeno forma ácidos corrosivos que, si no se elimina del sistema, puede dar lugar a la acumulación de sulfuro de hierro en el sistema. A diferencia de las aminas primarias y secundarias, las aminas terciarias no tienen un hidrógeno libre para formar rápidamente carbonatos, por ello las aminas terciarias reaccionan lentamente con el CO₂. La lentitud de la reacción que conlleva al bicarbonato es el principal motivo por el cual las aminas terciarias pueden ser consideradas para la eliminación selectiva del H₂S. La MDEA puede ser abreviada como R₂NCH₃ y reacciona con el H₂S de la siguiente forma:



Tanto las aminas primarias y secundarias reaccionan de forma similar con el sulfuro de hidrógeno. El CO₂ reacciona con el agua para formar ácido

carbónico, el cual puede reaccionar con la MDEA de una forma similar a la del H₂S:



Según la GPSA la lenta reacción a bicarbonatos teóricamente permite en el equilibrio de una relación de carga química de un mol de CO₂ por mol de amina. Además, a una presión parcial alta, la solubilidad del CO₂ en aminas terciarias es mucho mayor que en las aminas primarias y secundarias mejorando así aún más la carga de CO₂ por la solubilidad física a la presión parcial alta. La siguiente tabla muestra las propiedades físicas de las aminas:

Tabla 2.1 Propiedades físicas de las aminas.

		MEA	DEA	MDEA
Fórmula		HOC ₂ H ₄ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₂ NCH ₃
Peso molecular		61,08	105,14	119,16
Punto de burbujeo@ 760 mmHg (°F)		338,9	516,2*	477
Punto de congelación (°F)		50,9	82,4	-9,3
Constantes críticas	Temperatura (°F)	662	827,8	-
	Presión (lpca)	868	474,7	-
Calor latente de vaporización(BTU/lb)		180 @ 760 mmHg	288 @ 73 mmHg	208 @ 760 mmHg
Calor específico (BTU/lb.°F)		0,608 @ 68 °F	0,600 @ 60 °F	0,535 @ 60 °F
*Se descompone.				

Fuente: GPSA.

Diversos trabajos de investigación realizados en la Universidad de Texas en Austin, presentaron los siguientes resultados en cuanto a la temperatura de degradación en las aminas utilizadas para el endulzamiento de gases, estas son mostradas en la siguiente tabla:

Tabla 2.2 Temperaturas de degradación de las aminas.

Amina	MEA	DEA	MDEA
Temperatura de degradación (°C)	120	122	128

Fuente: Universidad de Texas.

2.3.5 Equipos utilizados en el endulzamiento del gas mediante aminas

El proceso de absorción química con aminas utilizado para el endulzamiento del gas natural requiere una serie de equipos esenciales para efectuar la remoción de los gases ácidos (CO_2 y H_2S) y lograr las etapas de: desacidificación, regeneración, recuperación del azufre (en el caso de que exista grandes cantidades del mismo) e incineración. Entre los principales equipos que se encuentran en una planta de endulzamiento se tienen los siguientes:

2.3.5.1 Separador

Se coloca en la entrada de los sistemas de endulzamiento, por lo tanto es el encargado de extraer los líquidos que pueden contener la corriente gaseosa. El separador de entrada al sistema de endulzamiento debe soportar la presencia de fluidos ácidos y manejar acumulaciones de líquidos como: agua, hidrocarburos y compuestos químicos.

2.3.5.2 Torre absorbedora

También denominada torre contactora, absorbedor o contactor. Es una columna conformada por platos o puede estar empacada, donde el gas ácido entra por la parte inferior y la solución de amina regenerada es introducida por la parte superior. Habitualmente el contactor opera a altas presiones y bajas temperaturas.

Para su diseño hay que tomar en cuenta el caudal de gas, el número de platos, diámetro y altura entre platos, los cuales pueden ser perforados o con válvulas de burbujeo (esta opción es la más recomendada), el número de platos dependerá de las etapas de equilibrio necesarias para la extracción de los gases ácidos. La temperatura de entrada de la solución de amina debe estar 10 °F por encima de la temperatura del gas, para evitar la condensación de hidrocarburos. Si llegase a cambiar el caudal de gas o la cantidad de gas ácido retirado del gas, se debe ir ajustando el flujo de la solución. Uno de los problemas más comunes en el absorbedor es la formación de espuma, su presencia se puede determinar con los cambios de la presión diferencial entre el tope y el fondo del contactor.

2.3.5.3 Tanque de venteo

Es el equipo que recibe la amina contaminada luego de que la misma haya circulado por el absorbedor. Es el encargado de remover los hidrocarburos y disminuir la cantidad de gas ácido que se desprende al descender la presión. Con la finalidad de reducir la corrosión en el intercambiador de calor y disminuir la cantidad calorífica del regenerador. El tiempo de retención en estos equipos varía de 5 a 30 minutos, el cual depende del arrastre de la solución contaminada, donde sí solamente existe

metano y etano el tiempo de retención es corto, sin embargo, si posee gases ricos se requieren largos tiempos de retención.

2.3.5.4 Intercambiador de calor

Es un dispositivo mecánico o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo. El intercambiador de tubo y carcasa consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcasa. En las plantas de aminas los se utilizan los intercambiadores de calor de tubo y carcasa, su función es ahorrar energía. Tiene como factor limitante la temperatura máxima de la amina contaminada, la cual no debe desprender gases ácidos antes de entrar en el regenerador.

Su objetivo es aprovechar el calor que viene de la amina pobre que sale del regenerador, donde dicha solución que sale del rehervidor se enfría al pasar por el intercambiador de calor, mientras que la amina rica que viene del absorbedor se calienta. Cuando más se precalienta la amina contaminada mediante la recuperación del calor de la amina regenerada, es menor la cantidad de calor que se debe de agregar al rehervidor en el proceso de regeneración.

El intercambiador debe de ser diseñado para generar una variación de la temperatura de operación en un rango de 30 a60 °F. Generalmente la temperatura de salida de los intercambiadores de calor oscila de 176 a194 °F, debido a que por encima de estos valores puede ocurrir desprendimiento de dióxido de carbono, incrementando la corrosión tanto en el mismo como en el regenerador.

Un segundo intercambiador de calor denominado enfriador de producción, es el encargado de disminuir la temperatura de la solución regenerada, la cual deberá además tener una temperatura mayor a 10 °F con respecto a la temperatura del gas de alimentación.

2.3.5.5 Torre regeneradora

Es una columna que puede estar empacada o compuesta por platos, en la cual se separa el gas ácido de la solución contaminada. Además consta de un acumulador de reflujo (en el cual se condensa el agua que regresa al regenerador por la parte superior) y de un rehervidor (que sirve para suministrarle el calor a la torre).

El principal objetivo del regenerador es remover el gas ácido contenido en la solución rica y reciclar la amina, la cual una vez ya regenerada, puede ser nuevamente introducida en el contactor. Opera a presiones ligeramente por encima de las condiciones atmosféricas y cuando la presión en el regenerador es muy alta (mayor a 25 lpcm), la regeneración es pobre y la corrosión del lado de la amina regenerada y en el rehervidor es severa. Si la planta tiene una unidad recuperada de azufre, la presión recomendable varía de 6 a 9 lpcm.

2.3.5.6 Acumulador de reflujo

Ubicado en la parte superior del regenerador, se encarga de recolectar la mezcla de amina y agua condensada desde los gases de tope, donde el líquido se devuelve los platos superiores de la torre, mientras el gas no condensable se envía al sistema de tratamiento de gas de cola, de tal forma de poder recuperar parte del fluido.

2.3.5.7 Rehervidor

Es un intercambiador de calor, frecuentemente usado para generar un flujo de vapor que suministra el calor latente de vaporización al fondo de una columna o torre fraccionadora. Existen dos tipos generales de rehervidores, aquellos que descargan una mezcla bifásica a la torre y los que retornan vapor solamente. Los primeros pueden operar mediante circulación natural (comúnmente llamados termosifones), o circulación forzada.

Los termosifones son los tipos de rehervidores más comunes. Los termosifones horizontales donde la vaporización ocurre en el lado de la carcasa son los más usados en la industria petrolera. Normalmente, en los termosifones verticales, la vaporización ocurre en el lado de los tubos y se utilizan preferiblemente en las industrias químicas. En un termosifón, se debe proveer suficiente cabezal de líquido a fin de mantener la circulación natural del líquido a vaporizar.

Los rehervidores de circulación forzada requieren de una bomba para impulsar el líquido a vaporizar a través del intercambiador. Este tipo de rehervidor no se utiliza con mucha frecuencia, debido a los costos adicionales del bombeo de la alimentación al rehervidor; sin embargo, en algunos casos se requiere circulación forzada para vencer limitaciones del cabezal hidrostático y problemas de circulación.

Los rehervidores que retornan solamente vapor a la torre se denominan rehervidores de marmita (KettleReboilers), los cuales se caracterizan por carcasas largas, donde ocurre la separación líquido-vapor. El líquido es descargado como el producto de fondo de la columna y el vapor es retornado a la columna.

El rehervidor suple las deficiencias energéticas, agregando calor para regenerar la amina y lograr el desprendimiento de los gases ácidos de la solución contaminada. Según la GPSA las plantas de aminas trabajan a una temperatura que fluctúa entre los 245 y 270 °F. Las condiciones de operación de este equipo están dadas por el punto de burbujeo de la solución a la presión de fondo de la torre.

2.3.5.8 Recuperador

Es un equipo auxiliar por lo cual no siempre se incluye en el diseño. Puede utilizarse de manera ocasional, instalándolo provisionalmente. Este aparato es como un rehervidor adicional, que se utiliza para regenerar la solución. En este recipiente la amina se evapora y regresa a la torre de regeneración, dejando en el recuperador, los sólidos y demás elementos indeseables que dañan la solución. La alimentación del recuperador llega por el fondo de la torre. Una concentración de 0,5 al 5% P/P de la solución pobre fluye por el recuperador. El caudal es controlado por un controlador de nivel.

2.3.5.9 Tanque de abastecimiento

Es un recipiente donde se almacena la amina regenerada y en el cual se mezcla esta solución con la amina virgen. Se recomienda tener una constante observación para mantener el nivel de concentración de amina, en vista que si la solución trabaja demasiado diluida o concentrada la planta funciona en forma ineficiente. Si la solución de amina entra en contacto con el aire, esta reaccionará con el oxígeno, perdiendo con ello la habilidad para la remoción de los componentes ácidos del gas, por ello para proteger la solución del contacto con el aire se inyecta una capa de gas inerte al tanque de abastecimiento.

2.3.5.10 Filtros

Tienen como objetivo filtrar las impurezas contenidas en la solución contaminada, las cuales pueden ocasionar graves problemas operacionales al proceso de endulzamiento. Son equipos necesarios debido a que al mantener la solución limpia ocasionan ahorros considerables. Se recomienda remover partículas de hasta 5 micrones, para lo cual se podría requerir de dos etapas: un filtro mecánico para 25 – 50 micrones y un filtro de carbón activado. El primero debe estar colocado aguas arriba del filtro de carbón activado. La limpieza en el filtro mecánico se realiza inicialmente eliminando las partículas grandes y luego las más pequeñas. Los filtros mecánicos por lo general tiene una caída de presión de 3 a 8 lpcm, cuando se obstruye la diferencia de presión excede de 15 a 25 lpcm y colapsa. Los filtros deben ser limpiados o cambiados cuando la diferencia de presión este cerca al valor máximo recomendado por el fabricante.

El filtro de carbón activado es el que retiene los hidrocarburos disueltos en la amina y otras sustancias como: inhibidores de corrosión, aceite de los compresores, productos químicos utilizados en el tratamiento de los pozos y demás contaminantes que no son removidos por los filtros mecánicos. Otra finalidad de este equipo es la reducción en la formación de espuma. Se recomienda colocarlo del lado de la amina pobre, debido a que la amina contaminada tiene gases ácidos que pueden desprenderse ante la caída de presión generada en el filtro de carbón, causando incremento en la corrosión.

2.3.6 Proceso de deshidratación del gas natural

Es la remoción del agua que está asociada, con el gas natural en forma de vapor y en forma libre. La mayoría de los gases naturales, contienen cantidades de agua a la presión y temperatura, los cuales son extraídos del yacimiento. En general, se puede señalar, que el contenido de agua o vapor de agua en el gas, así como el contenido de hidrocarburos condensables; ante un aumento de presión o disminución de temperatura, resultan inconvenientes para la conducción del gas por tuberías debido a que provocaría obstrucciones en las mismas. La deshidratación del gas natural, se puede realizar a través de los siguientes procesos:

a.- Enfriamiento directo: Se origina reduciendo la presión de vapor del gas mediante la expansión y luego separando la fase líquida que se forma en el proceso de expansión del gas natural. En este proceso para obtener el descenso de la presión de una corriente de gas produce enfriamiento, excepto cuando se trata del Helio (He) y del Hidrógeno (H₂). Lo que indica que para este caso el efecto de Joule-Thompson, es el cambio de temperatura que se produce en un gas que se expande a partir de una presión constante más baja, sin transmisión de calor. La expansión del gas a una baja presión, como forma de enfriamiento se puede realizar mediante dos diferentes procesos:

Expansión isentálpica: Se utiliza cuando se necesita aumentar la recuperación de líquidos de un gas húmedo proveniente del pozo, por lo general con alta presión. En el proceso el flujo de gas húmedo es pasado a través de una válvula expansora, donde la temperatura del gas disminuye, con ello se logra que una fracción de los componentes intermedios y pesados presentes en la mezcla de gas natural se condensen. Luego los

líquidos condensados son retirados del flujo de gas usando para ello un separador de baja presión. El gas frío y seco se utiliza para pre-enfriar la corriente de gas húmedo que alimenta el sistema.

Expansión isentrópica: Se produce cuando la corriente de gas húmedo pasa a través de un turbo-expansor. En este caso se disminuye la temperatura del gas y se obtiene una cierta cantidad de trabajo, el cual se utiliza para mover los equipos de bombeo. También esta disminución de la temperatura, que en la mayoría de los casos es un valor apreciable, se utiliza para recuperar líquidos del gas natural, que es lo que ocurre fundamentalmente en los procesos de extracción de los líquidos del gas natural. La expansión isentrópica es un proceso de mucho más efectividad, pero los costos de instalación de equipos, son mucho mayores.

b.- Inyección: Se produce bombeando un líquido reductor del punto de rocío como, por ejemplo el metanol, aunque en la actualidad este componente está cuestionado por problemas operacionales y de salud, en algunas partes todavía se utiliza, lo que hay que tener en cuenta, para evitar problemas ambientales.

c.- Absorción: Consiste en la remoción del agua contenida en la corriente de gas utilizando un líquido, que puede ser metanol o glicol. El primero se utiliza en temperaturas de operación baja, donde por su reducida viscosidad (0,52 cP a 25°C) en comparación con los glicoles, el metanol puede fluir a través del sistema. El glicol mayormente utilizado es el Trietilénglicol, debido a su alta concentración más de 99 %P/P, lograda luego de ser regenerado.

d.- Adsorción: En este proceso una pequeña cantidad del sólido tiene una gran superficie de contacto. Propiedad mediante la cual un componente

se adhiere a la superficie de otro y se separa de su original. Los sólidos que se emplean generalmente son: la sílica, la alúmina o el tamiz molecular.

2.3.7 Glicoles utilizados para la deshidratación del gas

Reciben el nombre químico de “diol”, son compuestos que se caracterizan por presentar dos grupos $-OH$, por lo que también se les denomina alcoholes bivalentes. Se clasifican en:

- **Glicoles vecinales:** Son los que poseen los dos grupos oxidrilos en dos átomos de carbono adyacentes. Ejemplo: Etilénglicol.
- **Glicoles geminales:** Tienen los dos grupos de $-OH$ unidos a un mismo átomo de carbono. Ejemplo: Metanodiol.
- **Glicoles aislados:** Presentan los dos grupos de $-OH$ separados. Ejemplo: 1-4 butanodiol.

Los glicoles que generalmente se utilizan en la deshidratación del gas son: etilénglicol, dietilénglicol, trieténglicol y tetraeténglicol. Sus propiedades físicas son presentadas en los apéndices (tabla B-2), donde para la elaboración de este trabajo de investigación se utilizó el trieténglicol, debido a presentar menores pérdidas por evaporación y su alta eficiencia al regenerarse.

El trieténglicol (TEG) es un líquido claro, higroscópico, prácticamente inodoro e incoloro, con un peso molecular de 150,2 UMA y su punto de congelación es $19^{\circ}F$, con una presión de vapor menor a $0,01$ mmHg (a $25^{\circ}C$). Los equipos utilizados en los sistemas de deshidratación con glicol son

similares a los empleados en el proceso de endulzamiento con aminas, sin embargo, para la regeneración del trietilenglicol se requerirán temperaturas mayores.

2.4 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS

Calor latente de vaporización: Es la energía requerida por una sustancia para cambiar de fase líquida a gaseosa. Se debe tener en cuenta que esta energía en forma de calor se invierte para el cambio de fase y no para un aumento de la temperatura.

Contenido líquido de un gas: Es el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos normales de gas procesado. Se expresa por el símbolo GPM.

Diagrama de Flujo de Proceso (DFP): Es una representación esquemática del proceso, sus condiciones de operación normal y su control básico.

Disulfuro de Carbono (CS₂): Denominado sulfuro de carbono, es un líquido volátil, incoloro y muy fácilmente inflamable. Tienen un olor característico que empeora si está impuro debido a la hidrólisis parcial o total que libera ácido sulfhídrico (H₂S). Se mezcla completamente con la mayor parte de los disolventes orgánicos. Se obtiene por reacción directa de los elementos (vapor de azufre y carbono) en ausencia de aire entre 800 y 1000 °C. En la naturaleza se forma en algunos procesos de degradación anaeróbica.

Factor de separación: Representa al grado de separación o la pureza del producto, tiene un efecto directo en el tamaño de la columna.

Gas de Cola: Es aquel gas con un contenido muy alto de componentes ácidos que se retira del sistema de endulzamiento hacia el incinerador. Normalmente, está formado por dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y vapor de agua.

Higroscópico: Que tiene higroscopicidad (Propiedad de algunas sustancias de absorber y exhalar la humedad según el medio en que se encuentran).

Sulfuro de Carbonilo (COS): También llamado sulfuro de óxido de carbono. Es un gas incoloro, inflamable con olor desagradable, es una molécula lineal consistente en un grupo carbonilo unido mediante un enlace doble a un átomo de azufre. En presencia de humedad y compuestos básicos se descompone en dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. Se forma cuando el monóxido de carbono reacciona con azufre elemental. Las concentraciones altas (>1000 ppm) pueden causar colapso súbito, convulsiones, y la muerte debido a parálisis respiratoria.

Mercaptanos (RSH): En química orgánica son denominados como "tio". Es un compuesto que contiene el grupo funcional formado por un átomo de azufre y un átomo de hidrógeno (-SH), siendo el azufre análogo de un grupo alcohol. Los compuestos más comunes de los mercaptanos son el metil y el etilmercaptano, son reconocibles por su olor y el alto poder corrosivo. Además tienen la habilidad de reaccionar con los solventes descomponiéndolos, disminuyendo con ellos la eficiencia del proceso donde el solvente, está siendo utilizado, aunque los mercaptanos se utilizan como odorizantes.

Volatilidad: Es una medida de la facilidad de la separación de dos componentes. Mientras mayor sea el valor de la misma, es más fácil la separación.



CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

La investigación es del tipo descriptiva, y Arias, F. (2006), señala: Consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno o grupo con el fin establecer su estructura o comportamiento. Los resultados de este tipo de investigación se ubican en el nivel intermedio en cuanto a la profundidad de conocimientos se refiere. (Pág. 22).

La presente investigación busca representar el proceso del manejo petróleo y compresión del gas de las Nuevas Instalaciones el Furrial en sus módulos I y II. Para finalmente proponer un sistema de endulzamiento y deshidratación eficiente que disminuya la cantidad de impurezas según las especificaciones de PDVSA.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

La estrategia adoptada para la realización de este trabajo especial de grado es clasificada como investigación de campo y documental. Según Arias F. (2006), definiendo la investigación de campo, establece que: Consiste en la recolección de datos directamente de los sujetos investigados, o de la realidad donde ocurren los hechos (datos primarios), sin manipular o controlar variable alguna. Claro está, que en una investigación de campo también se emplean datos secundarios, sobre todo los provenientes de fuentes bibliográficas a partir de las cuales se construye el marco teórico.

(Págs. 28 y 29). Los datos para el desarrollo de la investigación se obtendrán directamente de pruebas de laboratorio de la producción procesada por la estación principal de Jusepín (EP JUS-2).

Además es del tipo documental, definida por Arias F. (2006), como: Un proceso basado en la búsqueda, recuperación, análisis, crítica e interpretación de datos secundarios, es decir, los obtenidos y registrados por otros investigadores en fuentes documentales: impresas, audiovisuales o electrónicas. (Pág. 25). Para el diseño de las áreas de endulzamiento y deshidratación del gas natural se debe investigar en diversas bibliografías, referidas a condiciones de operación de plantas para el tratamiento de este fluido.

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

Con respecto a la población, Arias F. (2006), señala: La población o en términos más precisos población objetivo, es un conjunto finito o infinito de elementos con características comunes para los cuales serán extensivas las conclusiones de la investigación. Esta queda limitada por el problema y por los objetivos del estudio. (pág.81).

Según Arias F. (2006): "La muestra es un subconjunto representativo y finito que se extrae de la población accesible." (pág.83).

La población estuvo conformada por los volúmenes de aminas y trietilenglicol empleados en cada uno de los sistemas planteados. Mientras que la muestra de la presente investigación es igual a la población, debido a que estos volúmenes son estimados que se esperan utilizar para el tratamiento del gas natural.

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Determinación de los caudales de gas obtenidos en el área de manejo de crudo de las Nuevas Instalaciones el Furrial en sus módulos I y II

La representación del sistema a través del simulador se inició a partir de cada uno de los múltiples de producción de las respectivas fases (NIF I y NIF II), donde PDVSA mediante diversos estudios, estableció parámetros del fluido de entrada, tales como: temperatura, presión y la caracterización de la corriente multifásica. Posteriormente el fluido se movilizará por cada uno de los equipos utilizados en el proceso tales como: bombas centrífugas, intercambiadores de calor, enfriadores por aire, tanques atmosféricos, separadores, entre otros.

En esta etapa se describió el diagrama de procesos del manejo de petróleo obteniendo su respectivo balance de masas a través de los equipos, con el objetivo de determinar los caudales de gas que circularán a la unidad recuperadora de vapor y a las áreas de compresión de gas de 60 lpcm y 280 lpcm. Esta simulación del sistema se realizó con cortes de agua de 20,7 % y 55,2 %, que servirá como base para la ingeniería de detalle de los equipos y de la red de tubería.

3.4.2 Estimación de los caudales de gas y líquido en el área de compresión, mediante el balance masas y energía, realizado por Aspen HYSYS V.7.1

Una vez determinados los caudales de gas natural que fueron separados del petróleo y los cuales alimentarán a los sistemas de

compresión, se debe conocer tanto los flujos volumétricos de condensados recuperados en estos sistemas, como los caudales de gas que entrarán al sistema de endulzamiento, para un porcentaje de agua de 20,7 % y 55,2 %.

En esta fase se describirá la Unidad Recuperadora de Vapor así como las áreas de compresión de 60 lpcm y 280 lpcm. Para el diseño de un sistema de endulzamiento inicialmente se debe caracterizar el fluido de alimentación tanto para el mínimo y máximo corte de agua, estableciendo parámetros de la corriente de gas como:

Composición: La alimentación a las NIF I y II, está compuesta por 140 MBNPD de líquido (Petróleo y agua) y 190 MMPCND de gas. La composición de esta mezcla fue determinada por pruebas de laboratorio las cuales fueron realizadas en el complejo de Jusepín, el cual procesa los fluidos producidos por el campo El Furrial Este.

Para la caracterización de los hidrocarburos el simulador se basa en cinco procedimientos estándar de análisis de laboratorio:

- La destilación del punto de burbujeo verdadero (TPB).
- La destilación por ASTM D86 y ASTM D1160 (Separada o combinada).
- ASTM D2887 (Destilación simulada).
- Vaporización instantánea en equilibrio (EFV).
- Análisis cromatográficos.

Una vez determinado el volumen de gas que ingresó al área de endulzamiento, el simulador calculará las fracciones molares de cada uno de los componentes que están presentes en la corriente de gas.

Peso molecular: Se calcula por:

$$PM = \sum_{i=1}^n y_i \times M_i \quad 3.1$$

Factor Z: El simulador utiliza la expresión de Lee-Kesler para determinar el factor de compresibilidad, la cual fue una modificación de la ecuación de Pitzer que solo se usaba para a temperaturas inferiores a 0,8 de la temperatura reducida. La correlación de Lee-Kesler es utilizada a temperaturas inferiores a 1250 °F, y genera resultados idénticos a las gráficas del libro de datos del Instituto Americano de Petróleo (API). Sin embargo para verificar este valor se utilizará el método gráfico de Standing y Kats, con corrección por Wichert y Aziz, por gases ácidos. Para utilizar las gráficas es necesario poseer las condiciones pseudoreducidas de la mezcla.

$$T_{SC} = \sum_{i=1}^n y_i \times T_{ci} \quad 3.2$$

$$P_{SC} = \sum_{i=1}^n y_i \times P_{ci} \quad 3.3$$

Donde:

y_i = Fracción molar.

T_{sc} = Temperatura pseudocrítica (R).

P_{sc} = Presión pseudocrítica (lpca).

T_{ci} = Temperatura crítica (R).

P_{ci} = Presión crítica (lpca).

La temperatura y presión pseudocríticas deben corregirse por acidez, donde Wichert y Aziz, plantearon las siguientes correlaciones:

$$F_{SK} = 120(A^{0,9} - A^{1,6}) + 15(B^{0,5} - B^4) \quad 3.4$$

Donde:

A = Suma de fracciones molares de CO_2 y H_2S .

B = Fracción molar H_2S .

Este factor se utiliza de la siguiente forma:

$$T'_{sc} = T_{sc} - F_{SK} \quad 3.5$$

$$P'_{sc} = \frac{P_{sc} \times T'_{sc}}{T_{sc} + [B \times (1 - B) \times F_{SK}]} \quad 3.6$$

T'_{sc} = Temperatura pseudocrítica corregida (R).

P'_{sc} = Presión pseudocrítica corregida (lpca).

La temperatura y presión pseudoreducidas (T_{sr} y P_{sr}), son requeridas para determinar Z por Standing y Katz, estas condiciones se calculan mediante las siguientes fórmulas:

$$T_{sr} = \frac{T}{T'_{sc}} \quad 3.7$$

$$P_{sr} = \frac{P}{P'_{sc}} \quad 3.8$$

Densidad:El simulador utiliza la correlación COSTALD (Estado Correspondiente de la densidad del líquido) por Hankinson, y Thomson, la cual requiere de tres parámetros: el valor optimizado del factor acéntrico basado en la ecuación de estado SRK, el volumen característico del componente puro y la temperatura reducida de la mezcla. Se publicó en 1979. Para simplificar los cálculos manuales se recomienda determinar la densidad mediante la ecuación de estado de gases ideales:

$$\rho_g = \frac{PM \times P}{Z \times R \times T} \quad 3.9$$

ρ_g = Densidad del gas (lb/pe³)

PM = Peso molecular (lb/lbmol)

P = Presión de operación (lpca)

R = Constante de los gases = $10,732 \frac{\text{lpca} \cdot \text{pe}^3}{\text{lbmol} \cdot \text{R}}$

T= Temperatura (R) =(°F + 460)

Contenido de agua en el gas ácido (W_{GA}): Se calculara por métodos gráficos como los de Mc Ketta- Webe y las utilizadas por la GPSA para los gases ácidos, entre otros. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$W_{GA} = (Y_{HCS} \times W_{C_{HCS}}) + (Y_{CO_2} \times W_{C_{CO_2}}) + (Y_{H_2S} \times W_{C_{H_2S}}) \quad \mathbf{3.10}$$

Donde:

W_{GA} = Contenido total de agua en la mezcla gaseosa.

Y_{HCS} = Fracción molar de los hidrocarburos.

W_{HC} = Contenido de agua en los hidrocarburos, este valor se debe corregir por peso y por contenido de sal (si lo tiene), por lo cual se debe multiplicar el contenido de agua determinado por ambos factores de corrección.

Y_{CO_2} y Y_{H_2S} = Fracciones molares del CO_2 y H_2S en el gas.

$W_{C_{CO_2}}$ y $W_{C_{H_2S}}$ = Contenido de agua en el CO_2 y el H_2S .

Presión parcial del gas ácido: Se obtiene multiplicando la presión de operación por las respectivas fracciones molares de los componentes ácidos (CO_2 y H_2S).

$$P_{p_{CO_2}} = X_{CO_2} \times P_{op} \quad \mathbf{3.11}$$

$$P_{p_{H_2S}} = X_{H_2S} \times P_{op} \quad \mathbf{3.12}$$

Según los resultados obtenidos por Kane la relación entre las presiones parciales de H₂S y CO₂ proporciona un indicativo que permitirá inferir el mecanismo de corrosión predominante en el sistema.

$$\left[\frac{P_{CO_2}}{P_{H_2S}} \right] \geq 200 \text{ Corrosión por dióxido de carbono } \mathbf{3.13}$$

$$\left[\frac{P_{CO_2}}{P_{H_2S}} \right] < 200 \text{ Corrosión por Sulfuro de Hidrógeno } \mathbf{3.14}$$

Según la NACE la clasificación de la corrosión por componentes ácidos es la siguiente:

Tabla 3.1 Severidad de la corrosión, norma MR0175.

Presión parcial del CO ₂ (Ipca)	Severidad de la corrosión
Menor a 7 Ipca	Poco corrosivo
Entre 7 Ipca y 30 Ipca	Moderada
Mayor a 30 Ipca	Alta

Autor: NACE.

Flujo molar ($\dot{\eta}$): Se calcula dividiendo el flujo másico entre el peso molecular.

$$\dot{\eta} = \frac{\dot{m}}{PM} \quad \mathbf{3.15}$$

$\dot{\eta}$ = Flujo molar (lbmol/hora).

\dot{m} = Flujo másico (lb/hora).

PM=Peso molecular (lb/lbmol)

Caudal de líquido a condiciones normales (Q_{cn}): Se determina con la densidad a condiciones normales.

$$Q_{cn} = \frac{\dot{\eta} \times PM}{\rho_{cn}} \quad 3.16$$

Caudal de líquido a condiciones de operación (Q_{op}): Se calcula utilizando la densidad de la corriente a las condiciones de temperatura y presión.

$$Q_{op} = \frac{\dot{\eta} \times PM}{\rho} \quad 3.17$$

Q_{op} = Caudal a condiciones de operación (BPD).

ρ = Densidad (lb/pie³).

Caudal del gas a condiciones normales: Se fundamenta en el volumen molar de un gas ideal en condiciones normales. Es una conversión directa de la tasa de la corriente de flujo molar (lb/hr), basado en que un gas ideal a 60 °F y 14,7 lpc a ocupa 379,48 (pie³/lbmol).

$$Q_{cn} = \dot{\eta}_{total} \times 379,48 \frac{pie^3}{lbmol} \times \frac{24 \text{ hora}}{1 \text{ Día}} \quad 3.18$$

Existe otra forma de calcularlo mediante el caudal a condiciones de operación, basados en la ley combinada de los gases:

$$Q_{cn} = \frac{Q_{\text{gas op}} \times 520 \times (P + 14,7)}{14,7 \times Z_{op} \times (T + 460)} \quad 3.19$$

La presión en lpsca y la temperatura en °F.

Caudal del gas a condiciones de operación ($Q_{\text{gas op}}$): Se halla por:

$$Q_{\text{gas op}} = \frac{\dot{n} \times PM}{\rho} \quad 3.20$$

Contenido líquido: Este parámetro se determina de la siguiente forma:

$$GPM_{3+} = \frac{1000}{379,6} \sum_{i=3}^n (y_i \times \rho_i) \quad 3.21$$

y_i = Fracción molar de cada componente i.

ρ_i = Densidad molar de cada componente i (gal/mol).

Valor calorífico: Se calcula con la fórmula presentada a continuación:

$$VC = \sum_{i=1}^n (y_i \times VC_i) \quad 3.22$$

VC_i = Valor calorífico del componente i.

3.4.3 Diseño de los sistemas de endulzamiento y deshidratación de las Nuevas Instalaciones el Furrial I y II

La selección idónea del área de tratamiento del gas de las Nuevas instalaciones El Furrial I y II, estarán basadas en normas y estudios previos realizados por Petróleos de Venezuela S.A., además de sustentarse en textos de ingeniería, donde se detalle los sistemas de endulzamiento y deshidratación del gas natural, así como de los equipos utilizados en el proceso.

Luego de elaborar la etapa anterior se utilizará nuevamente el simulador Aspen HYSYS 7.1 para realizar múltiples balances de masas con los diferentes valores de corte de agua que se esperan en el futuro y cuantificar el impacto que dicha variable tiene sobre esta área. Con la finalidad de plantear un diagrama de flujo de procesos eficiente en el área de tratamiento de gas, que pueda manejar los caudales de gas ante el incremento del corte de agua. Además se deberán establecer los caudales de amina y glicol requeridos para obtener gas, con un porcentaje de dióxido de carbono menor a 3% molar, con una cantidad de sulfuro de hidrógeno inferior a 4ppm y un contenido de agua no mayor a 7 lb. H₂O/MMPCND de gas.

En la realización de la investigación se utilizó las cargas recomendadas en la tabla 2.2, así como las mencionadas en las bases teóricas. La fórmula para la determinación del flujo másico (lb/hora) de amina es la siguiente:

$$\dot{m}_{amina} = \frac{\text{Flujo molar ácido retirado} \times PM_{amina}}{\text{Concentración} \times \text{Carga de gas ácido}} \quad 3.23$$

El flujo molar del gas ácido retirado se calcula por:

$$\dot{n}_{gas \text{ ácido retirado}} = \frac{Q_{gent} \left(\frac{PCN}{Dia} \right) \times [(\%C_2O + \%H_2S) - \%GT]}{379,6 \left(\frac{PCN}{lbmol} \right) \times 24 \left(\frac{horas}{Dia} \right) \times 100} \quad 3.24$$

Donde:

Q_{gent} = Caudal de gas de entrada al sistema (PCND).

$\% CO_2$ = Porcentaje molar del CO_2 .

$\% H_2S$ = Porcentaje molar del H_2S .

$\% GT$ = Porcentaje molar de gases ácidos en el gas tratado.

El caudal (gpm) de amina se determina de la siguiente forma:

$$gpm_{amina} = \frac{\dot{m}_{amina} \times 7,4805}{\rho_{amina} \times 60} \quad 3.25$$

Otra forma de determinar el caudal de amina es mediante la ecuación de Barton, sin embargo, según la GPSA establece que estas no deben ser utilizadas cuando el porcentaje molar de componentes ácidos (CO_2 y H_2S) sea mayor a 5%, además la misma no es aplicable para aminas terciarias. La ecuación de Barton es la siguiente:

$$gpm_{amina} = \frac{F \times Q_g \times y}{X} \quad 3.26$$

Donde:

F = factor de Barton (41 para MEA y 32 para DEA)

Q_g = caudal de gas (MMPCND).

y = Porcentaje molar de los gases ácidos ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$)

X = %P/P de la amina.

Para el diseño del sistema de endulzamiento hay que determinar ciertas características del absorbedor como: diámetro del contactory número de platos. Para el cálculo del diámetro del absorbedor se utiliza la ecuación de la circunferencia, donde inicialmente se debe determinar la velocidad de mínima del gas mediante la ecuación de Souders y Brown, con la finalidad de hallar el área del gas, se debe tomar en cuenta el área para la caída libre de los líquidos, la cual se iguala al 20% del área total. Por ejemplo, si se tiene un área de gas de 3 pie² esta cifra representaría el 80%, si se establece una regla de tres el 20% sería 0,75, por lo tanto, el área total es de 3,75 pie², o lo que es lo mismo dividir el área que ocupa el gas entre 0,8.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_t}{3,1416}} \quad 3.27$$

A_t es el área total, y se determina por la siguiente fórmula:

$$A_t = \frac{A_g}{0,80} \quad 3.28$$

A_g = Área del gas.

$$A_g = \frac{Q_{op}}{V_{g\ min}} \quad 3.29$$

Q_{op} = Caudal del gas a condiciones de operación (pie³/seg)

$V_{g\ min}$ = Velocidad mínima del gas (pies/seg). Se calcula con las densidades del líquido y gas, mediante la ecuación de Souders y Brown, la cual es la siguiente:

$$V_{g\ min} = 0,314 \times 0,6 \times \sqrt{\frac{\rho_{líquido} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}} \quad 3.30$$

ρ_{gas} = Densidad del gas (lb/pie³).

$\rho_{líquido}$ = Densidad del líquido (lb/pie³).

Para hallar el mínimo número de etapas o platos, el manual de procesos de PDVSA recomienda utilizar los simuladores de proceso (PRO II) para dicho cálculo, sabiendo que el máximo número de platos permisible en una torre de absorción de aminas es de 24. Existen diversos métodos para determinar el mínimo número de etapas, sin embargo, el cálculo del número de etapas se basó en la ecuación de Fenske, la cual es presentada a continuación:

$$\left[\frac{x_i}{x_r} \right]_T = \alpha^{Nm} \times \left[\frac{x_i}{x_r} \right]_F \quad 3.31$$

$[x_i/x_r]$ = La tasa de la concentración de algún componente i para la concentración de un componente de referencia r . Los subíndices T y F, indican el tope y el fondo.

N_m = Mínimo número de etapas, incluyendo el rehervidor.

α_i = Volatilidad relativa promedio del componente i con respecto al componente de referencia.

Normalmente, para los procesos de absorción, destilación o regeneración, la separación requerida es especificada en dos componentes claves, en este caso será el metano como componente ligero (LK) y el dióxido de carbono como componente pesado (HK), ambas concentraciones son expresadas en porcentajes molares, donde despejando la ecuación anterior se obtiene:

$$Nm = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_T \times \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_F}{\log \alpha_{prom}} \quad 3.32$$

Generalmente la ecuación 3.32 puede plantearse en función del factor de separación (SF), que es una medida cuantitativa de la dificultad de segregación de dos componentes. La pureza del producto tiene un impacto directo sobre el tamaño de la columna y el número de etapas. A mayor pureza se requerirá, mayor cantidad de bandejas, más reflujo, mayor diámetro y habrá una reducción en el volumen del producto. El factor de separación se determina por:

$$S_F = \left[\frac{x_i}{x_r} \right]_T \times \left[\frac{x_i}{x_r} \right]_F \quad 3.33$$

Normalmente para la mayoría de los problemas de fraccionamiento este valor oscila de 500 a 2.000. Sin embargo, para separaciones rigurosas se puede obtener hasta 10.000. Expresando la ecuación 3.32 en términos del factor de separación, se genera la siguiente ecuación:

$$Nm = \frac{\log S_F}{\log \alpha_{prom}} \quad 3.34$$

$$\alpha_{prom} = \frac{\alpha_{Top} + \alpha_{Fon}}{2} \quad 3.35$$

α_{Top} = Volatilidad relativa promedio del componente *i* con respecto al componente de referencia, en el tope.

α_{Fon} = Volatilidad relativa promedio del componente *i* con respecto al componente de referencia, en el fondo.

La volatilidad relativa es una medida de la facilidad de separación, para efecto de absorción este valor depende de las constantes de equilibrio líquido-vapor (*K*) del componente clave ligero y el pesado.

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad 3.36$$

Los valores de *K* para los componentes del gas son calculados por gráficas, mientras que para el agua se obtendrá por la ley de Raoult y Dalton:

$$K = \frac{P_{vap}^o}{P_{op}} \quad 3.37$$

Donde la presión de vapor (P°_{vap}) del agua se obtiene por la ecuación de Antoine, la cual presenta temperaturas limitantes para cada compuesto, donde para el agua el rango de utilización oscila entre 51,8 °F y 334 °F, la presión de vapor resultante está en mmHg, mientras que la temperatura debe ser sustituida en kelvin (K).

$$\ln(P^{\circ}_{vap H_2O}) = 18,3036 - \frac{3816,4}{T - 46,3} \quad 3.38$$

Otro factor importante en el análisis es el balance energético, como por ejemplo el cálculo de la cantidad de calor generada. La reacción entre la amina y el gas se caracteriza por ser una reacción exotérmica, debido a que se libera calor. Inicialmente para hallar el calor generado se debe calcular el calor específico promedio del gas de entrada y salida de la torre, el cual se determina mediante la siguiente fórmula:

$$C_p = \frac{C_{p\text{ entrada}} + C_{p\text{ salida}}}{2} \quad 3.39$$

$$C_p = \sum X_i \times C_{pi} \quad 3.40$$

C_p = Calor específico de la mezcla.

X_i = Fracción molar del componente i en la mezcla.

C_{pi} = Calor específico del componente i en la mezcla.

Es importante mencionar que en los modelos ideales, no se toma en cuenta el arrastre que ejerce la amina en los componentes diferentes del

dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, debido a que se necesitarían matrices basadas en complejas ecuaciones diferenciales que se originan por el intercambio de masas y de energía, entre los componentes involucrados en el proceso. Una vez determinado el calor específico promedio, junto con los valores de flujo másico y variación de temperatura se calcula el calor de la reacción, mediante la ecuación mostrada a continuación:

$$Q_{rG} = \dot{m} \times C_p \times (T_2 - T_1) \quad 3.41$$

Q_{rG} = Calor retenido por el gas tratado (BTU/hora).

C_p = Calor específico de la mezcla (BTU/lb.°F).

T_2 = Temperatura final (°F).

T_1 = Temperatura inicial (°F).

Para determinar el calor remanente en la amina, se deben calcular los calores de reacción de los componentes absorbidos, que en este caso son el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. Para ello se utilizan las siguientes fórmulas:

$$Q_{CO_2} = \dot{n}_{CO_2} \times PM_{CO_2} \times Qr_{CO_2} \quad 3.42$$

$$Q_{H_2S} = \dot{n}_{H_2S} \times PM_{H_2S} \times Qr_{H_2S} \quad 3.43$$

Qr = Calor de reacción (BTU/lb).

El calor de reacción del dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, depende de la amina utilizada, estos valores son representados en la siguiente tabla:

Tabla 3.2 Calores de reacción de las aminas.

Amina	% P/P	Calor de reacción (BTU/lb)	
		H ₂ S	CO ₂
MEA	15	650	820
DEA	30	493	650
MDEA	35 - 50	450	577

Fuente: <http://www.amines.com/mdea.htm>

Por ejemplo, si se sustituyen los valores constantes de las ecuaciones 3.42 y 3.43, para la MEA resultan las siguientes ecuaciones:

$$Q_{CO_2} = \dot{n}_{CO_2} \times 44,01 \frac{lb}{lbmol} \times 660 \frac{BTU}{lb} \quad 3.44$$

$$Q_{H_2S} = \dot{n}_{H_2S} \times 34,08 \frac{lb}{lbmol} \times 610 \frac{BTU}{lb} \quad 3.45$$

El calor remanente se calcula de la siguiente forma:

$$Q_{remanente} = (Q_{CO_2} + Q_{H_2S}) - Q_{rG} \quad 3.46$$

El calor remanente es igual al absorbido por la amina contaminada y el incremento de temperatura se determina por:

$$\Delta T = \frac{Q_{remanente}}{\dot{m}_{amina} \times C_p} \quad 3.47$$

Para hallar la temperatura de salida de la amina contaminada, se suma la temperatura de entrada al contactor y el incremento que surgió en la reacción exotérmica.

$$T_{salida} = T_{entrada} + \Delta T \quad 3.48$$

Luego se determina la carga calorífica del intercambiador de calor, mediante la ecuación 3.49, donde para la temperatura final del intercambiador se tomara el valor de salida ya establecido en el diseño que es 190 °F, este valor fue seleccionado debido la temperatura a la salida del intercambiador debe ser valor menor al punto de burbujeo del agua (212 °F), para evitar que los gases ácidos se liberen antes de entrar al generador.

$$Q = \dot{m}_{amina} \times C_p \times (T_2 - T_1) \quad 3.49$$

La composición de la mezcla que llega al regenerador es el siguiente cálculo a realizar, esta solución idealmente estará compuesta por:

- Los moles requeridos de amina.

$$\dot{n}_{amina} = \dot{m}_{sol} \left(\frac{lb \text{ sol}}{hora} \right) \times \frac{frac \text{ de amina en la sol. } \left(\frac{lb \text{ amina}}{lb \text{ sol}} \right)}{PM_{amina} \left(\frac{lb}{lbmol} \right)} \quad 3.50$$

- Moles de agua utilizada para la disolución de la amina.

$$\dot{n}_{agua} = \dot{m}_{sol} \left(\frac{lb \text{ sol}}{hora} \right) \times \frac{frac \text{ de } H_2O \text{ en la sol. } \left(\frac{lb \text{ } H_2O}{lb \text{ sol}} \right)}{18,015 \left(\frac{lb}{lbmol} \right)} \quad 3.51$$

- Moles de dióxido de carbono retirado del gas de alimentación, este valor se calcula por la ecuación 3.24.
- Moles de CO₂ retenidos en la solución regenerada, este valor depende de las cantidades de gases ácidos que son removidos por la separación instantánea en el separador y los que se estima que sean removidos en el regenerador a la temperatura establecida. Las aminas primarias y secundarias no liberan el dióxido de carbono ante un cambio de presión, sin embargo, las aminas terciarias tienen un efecto contrario debido a que estas reaccionan lentamente con el dióxido de carbono. Para determinar este valor se plantean dos casos:
 - ✓ Para lamonoetanolamina y ladietanolamina, la cantidad de moles de dióxido de carbono que llegan al regenerador es igual a los moles que se salen del absorbedor en la amina contaminada.

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ al reg}} = \dot{n}_{CO_2 GE} + \dot{n}_{CO_2 AR} - \dot{n}_{CO_2 LS} \quad 3.52$$

$\dot{n}_{CO_2 \text{ al reg}}$ = Flujo molar de CO₂ que entra al regenerador (lbmol/hora).

$\dot{n}_{CO_2 GE}$ = Flujo molar de CO₂ retirado del gas de entrada (lbmol/hora).

$\dot{n}_{CO_2 AR}$ = Flujo molar de CO₂ en la amina regenerada (lbmol/hora).

$\dot{n}_{CO_2 \text{ retirados LS}}$ = Flujo molar de CO₂ retirado en el separador (lbmol/hora), para las aminas primarias y secundarias; este valor es despreciable.

Los moles de CO₂ que se mantienen en la amina pobre dependen de la capacidad de la amina de retenerlos, se han realizado diferentes estudios

y se han determinados algunos valores de acuerdo a la concentración. Estos valores son mostrados a continuación:

Tabla 3.3 Cargas de las aminas.

Cargas de aminas			
Amina	% P/P	Carga de amina contaminada M/M	Carga de amina regenerada M/M
MEA	15 - 20	0,30 - 0,35	0,10 – 0,15
DEA	25 - 30	0,35 – 0,40	0,05 – 0,07
MDEA	35 - 55	0,45 – 0,55	0,004 – 0,01

Fuente: <http://www.amines.com/mdea.htm>

- ✓ Para las aminas terciarias, se debe evaluar la cantidad de dióxido de carbono que es liberado por separación instantánea. Para este caso la amina terciaria utilizada es la MDEA y este parámetro se debe evaluar gráficamente, mediante pruebas de laboratorio o por simulaciones, debido a la falta de literatura en donde se establezcan la relación de CO₂ liberado de una determinada concentración de amina ante un cambio de presión. Posteriormente se utiliza la ecuación 3.52. Las gráficas (Flujo de CO₂ en estado gaseoso en función de la presión) realizadas por el simulador en la corriente de entrada al regenerador, se utilizan para establecer las presiones de tope y fondo del regenerador, en donde se origine la separación deseada.

Luego se determina la carga calorífica del rehervidor, mediante la ecuación 3.49, la temperatura de entrada de la amina a la torre regenerada es de 190 °F y el rehervidor debe operar a la temperatura de burbujeo de la

amina, la cual cambia de acuerdo al tipo y concentración de la misma. Para el cálculo del diámetro del regenerador se procede a realizar un procedimiento similar al utilizado para la torre absorbidora, mediante las ecuaciones desde la 3.27 hasta la 3.30. La diferencia se basa en que la corriente gaseosa estará compuesta por moles de los gases ácidos y los moles de agua evaporados.

La potencia requerida por las bombas para lograr la presión de descarga deseada, para el bombeo de amina y glicol se obtiene por:

$$PF = \frac{Q_{amina} \times (P_2 - P_1)}{1714 \times E_o} \quad 3.53$$

Donde:

PF = Potencia de freno o potencia requerida por la bomba (HP).

Q_{amina} = Caudal de amina o glicol a condiciones de operación (gal/min).

P_1 y P_2 = Presión de entrada y salida de la bomba (lpcm)

E_o = Eficiencia de la bomba, la cual se asumirá con un valor de 0,75.

En lo referido al sistema de deshidratación, se utilizó la absorción por glicoles, específicamente se empleó el TEG, por su alta estabilidad térmica, su eficiente regeneración a altas temperaturas (cerca de 400°F) donde se logran concentraciones de hasta un 99,9% P/P y proporciona bajas pérdidas por vaporización.

La mayoría de los sistemas de deshidratación poseen un separador de entrada en donde se retira parte del agua por disminución en la temperatura y la presión, este valor se puede determinar por medio de la gráfica de contenido de líquido. La ecuación para dicho cálculo es la presentada a continuación:

$$W_{r_{SE}} = W_{ent_{H_2O}} - W_{sal_{H_2O}} \quad 3.54$$

$W_{r_{SE}}$ = Contenido de agua retirada en el separador de entrada (lb.H₂O/MMPCND de gas).

$W_{ent_{H_2O}}$ = Contenido de agua que entra al separador de entrada (lb.H₂O/MMPCND de gas).

$W_{sal_{H_2O}}$ = Contenido de agua que sale del separador de entrada (lb.H₂O/MMPCND de gas).

El flujo másico del agua se halla por la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_{agua} = \frac{W_{H_2O} \times Q_g}{24} \quad 3.55$$

\dot{m}_{H_2O} = Flujo másico del agua (lb/hora)

W_{H_2O} = Contenido de agua (lb.H₂O/MMPCND de gas).

Q_g = Caudal de gas (MMPCND).

Por lo tanto:

$$gpm_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{60 \times 8,35} \quad 3.56$$

gpm_{H_2O} = Caudal de agua (gal/min).

Generalmente se emplean alrededor de 2 a 5 gal.TEG/lb.H₂O absorbida. Usualmente el espaciamento entre platos usado es de 24 pulgadas y el tope requiere de 6 a 10 pies en la parte superior de la torre para retirar el vapor. Los platos de burbujeo son los utilizados convencionalmente para las torres contactoras de glicol, debido a las bajas tasas de líquidos en comparación con al flujo de gas. Sin embargo, cuando se recurren a empaques de relleno se puede disminuir el tamaño del contactor. El cálculo del diámetro del contactor se realiza igual que en el sistema de endulzamiento, el número de platos debe oscilar entre 6 y 12, donde se utilizó un método gráfico planteado por la GPSA el cual se basa en la tasa de glicol y el contenido de agua a la entrada y salida del sistema.

El peso del glicol contaminado se calcula por:

$$\%TEG_{cont} = \frac{8,34 \times SG_{gl} \times \%TEG_{Reg}}{(8,34 \times SG_{gl}) + \frac{1}{Lw}} \quad 3.57$$

%TEG = % P/P del trietilénglicol, y los subíndices “Cont” y “Reg” significan contaminado y regenerado.

SG_{gl} = Gravedad específica del glicol pobre a la temperatura de operación.

8,34 = Densidad del agua en lb /gal.

L_w = Tasa de circulación del glicol-agua (gal TEG/lb.H₂O).

El caudal de glicol se determina por:

$$L = L_w \times \dot{m}_{H_2O RC} \quad 3.58$$

L = Caudal de glicol (gal/hora).

$\dot{m}_{H_2O RC}$ = Flujo másico de agua removido en el contactor (lb/hora).

Otros factores que se pueden estimar es el cambio de temperatura de la solución de glicol, la carga calorífica en el intercambiador de calor y el diámetro de la torre, se determinan de igual forma que en la parte del sistema de endulzamiento. La temperatura de operación del rehervidor se determina gráficamente y su carga calorífica requerida se halla por:

$$Q_t = (Q_1 + Q_w + Q_r) \times 1.1 \quad 3.59$$

$$Q_1 = L \times \rho_{gl} \times C_p \times (T_2 - T_1) \quad 3.60$$

$$Q_w = \frac{970,3 \times W_r \times Q_g}{24} \quad 3.61$$

$$Q_r = 0,25 \times Q_w \quad 3.62$$

Q_t = Carga calorífica total requerida por el hervidor (BTU/hora).

Q_1 = Calor sensible requerido por el glicol (BTU/hora).

Q_w = Calor de vaporización requerido por el agua (BTU/hora).

Q_r = Calor de vaporización del reflujo del agua (BTU/hora).

ρ_{gl} = Densidad del glicol contaminado (lb/gal).

970,3 = Calor de vaporización del agua a 212 °F y 1 atm, en BTU/lb.

C_p = Calor específico del glicol con temperatura promedio en el rehervidor (BTU/lb.°F).

T_2 y T_1 = Temperaturas de salida y entrada (°F).

3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS

Entre las técnicas que se emplearon para la realización de esta investigación se encuentran:

a. Documentación: En esta fase se realizaron consultas bibliográficas referentes al problema, entre ellas: manuales basados en el diseño de procesos, tesis de grados, Intranet PDVSA, trabajos previos hechos sobre las Nuevas Instalaciones El Furrial, Normativas de proceso de PDVSA.

b. Entrevistas informales: Se efectuaron entrevistas al personal encargado del Campo El Furrial así como de los delegados del proyecto de las nuevas instalaciones, acerca de datos e información referente a los dos primeros módulos de las Nuevas Instalaciones El Furrial, basándose en los objetivos planteados.

El instrumento que se utilizó es el simulador Aspen HYSYS V7.1 que es una herramienta de proceso para el diseño conceptual, la optimización y la supervisión del rendimiento para la producción de petróleo y gas, procesamiento de gas, refinación de petróleo.

3.6 RECURSOS

Recursos humanos: Se contó con el apoyo del personal de PDVSA., específicamente la Gerencia de Proyectos Mayores. La parte metodológica y académica se ejecutó bajo la supervisión del asesor la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas, Escuela de Ingeniería de Petróleo.

Recursos financieros: La empresa PDVSA Maturín, en especial la Gerencia de Proyectos Mayores, financió los gastos durante el tiempo programado para la realización de esta investigación.

Recursos materiales y bibliográficos: Fundamentado en la recopilación de los estudios previos, además de computadora, manuales referentes a análisis de fallas basados en materiales, bibliografías referentes al problema, impresora.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS Y RESULTADOS

4.1 DETERMINACIÓN DE LOS CAUDALES DE GAS OBTENIDOS EN EL ÁREA DE MANEJO DE CRUDO DE LAS NUEVAS INSTALACIONES EL FURRIAL EN SUS MÓDULOS I Y II

El procedimiento para establecer el modelo estático del diagrama de flujo de proceso del sistema consistió inicialmente en especificar la composición de la corriente de alimentación general de las Nuevas Instalaciones El Furrial (la cual se obtuvo de pruebas de laboratorio en los separadores del módulo 7 de la planta de Jusepín), así como el flujo másico y volumétrico, junto con las condiciones de presión y temperatura, la ecuación de estado que se utilizó fue la de Peng Robinson, la cual se recomienda generalmente en la industria petrolera, el manual de operación del simulador establece un rango de aplicabilidad para esta ecuación; en donde la temperatura debe ser mayor a $-456\text{ }^{\circ}\text{F}$ ($-271\text{ }^{\circ}\text{C}$) y la presión menor a 15.000 lpsca. Posterior a la introducción de datos, el simulador mediante métodos numéricos calculó diversas propiedades físicas, como: Densidad, viscosidad, gravedad específica (del gas y del líquido), calores específicos, caudales a condiciones de operación y a condiciones estándar, entre otros.

A medida que se colocaron los equipos, se nombraron sus corrientes de entrada y salida, en caso de tratarse de recipientes de separación (separadores, depuradores, tanques, columnas de destilación) se indicó las posibles caídas de presión (por efectos de internos) en las salidas, y el simulador realizó los cálculos concernientes a las corrientes ya definidas. De

igual forma se procedió a colocar equipos de transferencias de calor (enfriadores de producción, intercambiadores de calor, calentadores) introduciéndose la temperatura de salida con sus respectivas caídas de presión. En relación a los compresores y bombas se indicó el tipo de equipo y la presión de salida, donde el simulador dio como resultado tanto la temperatura de salida así como diversos parámetros referidos al mismo.

La alimentación de las NIF I y II, estará compuesta por 190 MMPCND de gas y 140 MBNPD de líquido (petróleo y agua), presentando en su composición hidrocarburos desde el metano hasta el eicosano, además se encuentran impurezas como agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y nitrógeno.

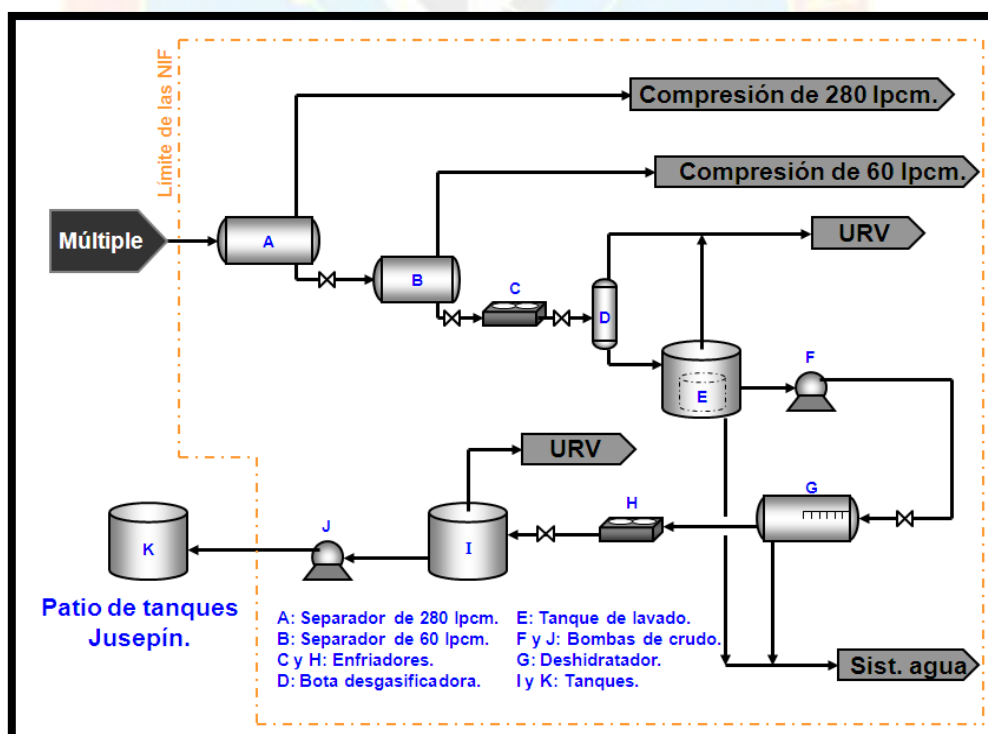


Figura 4.1 Esquemático general del manejo de petróleo de las NIF I y II.

Fuente: Autor.

La figura 4.1 representa un esquema general del área del manejo de crudo, en donde la presión de entrada en los separadores es de 280 lpcm a 194 °F, en el cual por diversos principios de separación física surge la separación bifásica, originando que cierta fracción de gas salga por el tope de estos equipos para posteriormente enviarlo al área de compresión de 280 lpcm, mientras que el líquido va a los separadores de 60 lpcm, el gas de los mismos es remitido hacia el área de compresión de 60 lpcm y el líquido de estos es dirigido a los enfriadores primarios de producción que disminuyen la temperatura de 190 °F a 148 °F y la presión a 0,29 lpcm con la finalidad de expandir los fluidos y lograr la liberación de parte del gas contenido en el fluido.

Luego la mezcla de hidrocarburos provenientes de los separadores de 60 lpcm es introducida en botas desgasificadoras las cuales cumplen una función similar a los separadores, con la diferencia de poseer menor tamaño y por ende tienen menor capacidad, la corriente resultante de la parte inferior llega a los tanques de lavado; mediante el principio de diferencia de densidades se separa como mínimo 6% del agua, la cual es enviada a su respectivo sistema de manejo.

El gas separado en las botas desgasificadoras es dirigido hacia la unidad recuperadora de vapor (URV); y el crudo es succionado por bombas de carga que incrementan la presión del fluido a 49 lpcm, luego mediante una válvula se disminuye la presión a 40 lpcm que es la premisa para la operatividad de los deshidratadores electrostáticos los cuales aplican un campo eléctrico que acelera el proceso de acercamiento de las gotas que aunado a la inyección de un desmulsificante en el cabezal de entrada de dicho equipo, disminuye menos de 0,5 el porcentaje de agua en el crudo, la cual se remite al sistema de manejo de agua y el crudo es enviado a los

enfriadores de producción secundarios que reducen la temperatura del fluido a 120 °F, posteriormente se disminuye la presión en el petróleo a 0,32lpcm; condición de entrada de los tanques de envío, luego el crudo es succionado por las bombas de transferencia de crudo, descargándolo a 235 lpcm al oleoducto de 6,11 Km entre El Furrial y el patio de tanques de Jusepín.

El área para el manejo de aguase muestra en la figura 4.2; donde el agua originada en el tanque de lavado es succionada por bombas de carga, con una presión de descarga de 14 lpcm, tanto esta corriente como la proveniente de los deshidratadores electroestáticos van al tanque de envío de agua el cual opera a 0,29 lpcm,si existiese arrastre del gas al mencionado tanque este será enviado a la Unidad Recuperadora de Vapor (URV), mientras que el agua es succionada por las bombas de transferencia de agua; con una presión de salida de 71,5 lpcm, que tiene como destinoun acueducto dirigidohacia la planta de Jusepín.

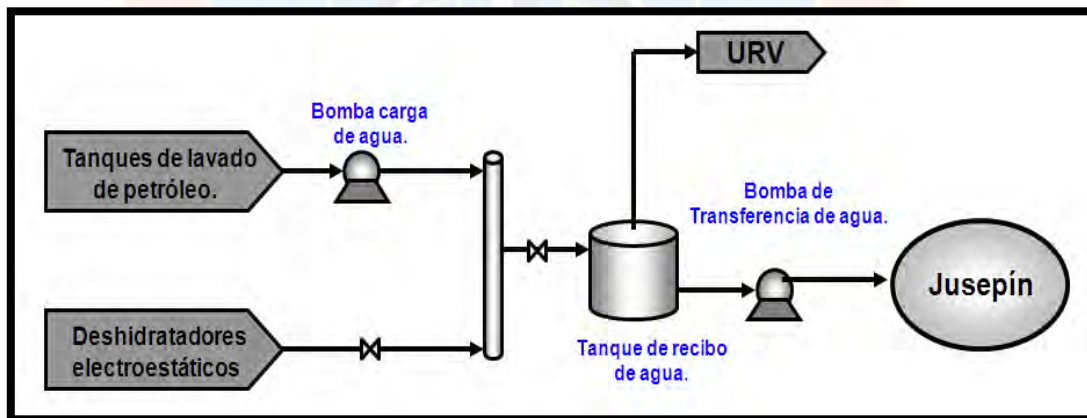


Figura 4.2 Esquemático general del manejo de agua de las NIF I y II.

Fuente: Autor.

Los resultados de las corrientes de alimentación al área de compresión son:

Tabla 4.1 Caudales de gas con un corte de agua de 20,7 %.

Corriente	Corrientes de gas		
	Separadores de 280 lpcm	Separadores de 60 lpcm	Botas desgasificadoras
Presión (lpcm)	275	55	0,29
Temperatura (°F)	193,7	190,5	137,0
Flujo másico (lb/hora)	490.574	30.901	17.737
Caudal de gas (PCD)	11.203.632	2.273.803	4.296.062
Caudal de gas (PCND)	184.074.312	8.812.032	3.858.173
Pres. parcial CO ₂ (lpca)	22,2	5,5	0,8

Fuente: Autor.

Tabla 4.2 Caudales de gas con un corte de agua de 55,2 %.

Corriente	Corrientes de gas		
	Separadores de 280 lpcm	Separadores de 60 lpcm	Botas desgasificadoras
Presión (lpcm)	275	55	0,29
Temperatura (°F)	193,7	192,3	138,2
Flujo másico (lb/hr)	505.372	19.878	12.576
Caudal de gas (PCD)	11.342.300	1.418.199	2.934.548
Caudal de gas (PCND)	186.704.394	5.488.144	2.631.984
Pres. parcial CO ₂ (lpca)	21,8	6,0	0,9

Fuente: Autor.

Tanto los tanques de lavado, como los tanques de transferencia de crudo, al igual que los tanques de recibo de agua, no proporcionan gas a la Unidad Recuperadora de Vapor a las temperaturas y presiones establecidas en el diseño. Por efecto de internos ciclónicos a la salida del gas en los separadores se establece según los manuales de PDVSA una caída de presión de 5 lpcm.

En los separadores de 280 lpcm se produce la separación mayor al 90% de gas de la alimentación a las Nuevas Instalaciones El Furrial, la diferencia entre caudales del mínimo y máximo corte es alrededor del uno por ciento, debido a que si se mantiene un caudal de alimentación constante (en este caso 140 MBNPD de líquido y 180 MMPCND de gas) y se disminuye el porcentaje de agua en dicha corriente se incrementa la cantidad de componentes pesados, con esto también la viscosidad plástica, originando que parte de los hidrocarburos menos pesados se mantengan en la corriente de salida de líquido del separador. El incremento en el corte de agua ocasiona que el gas tenga mayor facilidad de liberarse, debido a que la solubilidad del gas en el agua es menor, ocasionando de esta forma una mayor tasa de gas.

Al disminuir la presión de 280 lpcm a 60 lpcm se ocasiona la expansión de los fluidos, con lo cual se libera parte del gas contenido en la corriente de líquido, en los separadores de 60 lpcm se produce la disociación de fases, en donde la mayor cantidad de gas se extraerá de la corriente que tenga más cantidad de componentes livianos; que en este caso es la que tiene el menor porcentaje de agua, por lo anteriormente mencionado en los separadores de 280 lpcm.

Al descender la temperatura de 190 °F a 148 °F, parte del gas se condensa y aunado al descenso de presión que surge en la corriente antes de entrar en las botas desgasificadoras; las cuales operan a 0,29 lpcm, se produce la liberación del gas que estuvo contenido en el petróleo; obteniéndose un mayor caudal de gas en donde hay más cantidad de componentes livianos que en este caso es el referido al mínimo corte de agua, debido a que al disminuir el corte se incrementa la tasa de petróleo el

cual posee compuestos de bajo peso molecular, que ante presiones casi atmosféricas deja la mezcla de crudo.

4.2 ESTIMACIÓN DE LOS CAUDALES DE GAS Y LÍQUIDO EN EL ÁREA DE COMPRESIÓN, MEDIANTE EL BALANCE MASAS Y ENERGÍA, REALIZADO POR ASPEN HYSYS V.7.1

La compresión del gas natural se efectúa mediante tres áreas:

4.2.1 Unidad recuperadora de vapor (URV)

El gas generado en las botas desgasificadoras, los tanques de lavado, los tanques de transferencia, así como los vapores del sistema de condensados, son transportados por un cabezal a la Unidad Recuperadora de Vapor, la cual está constituida por diversos equipos como: un depurador de entrada, una bomba de condensados, un compresor, un enfriador y un depurador de salida.

En la figura 4.3 se puede observar un esquema de la Unidad Recuperadora de vapor; inicialmente el gas entra a esta área en un rango de presión de 6 a 8 pulgadas de agua (0,29 – 0,32 lpcm) hacia el depurador de entrada, donde el líquido recuperado en este equipo es succionado por una bomba de condensados que descarga a una presión de 20 lpcm hacia el sistema de condensados; por el tope del depurador sale la corriente de gas que entra a un compresor que eleva la presión a 70 lpcm y mediante un enfriador se disminuye la temperatura del gas a 120 °F, para finalmente llegar al depurador de salida, donde el condensado fluye al sistema de condensados y el gas va a las facilidades de entrada del área de compresión de 60 lpcm.

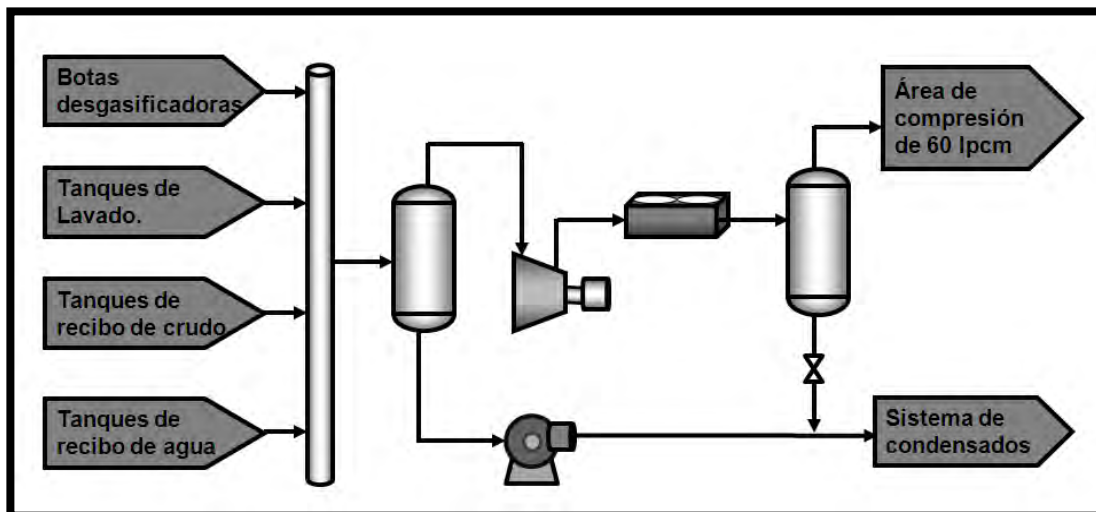


Figura 4.3 Esquema de la Unidad Recuperadora de Vapor (URV).

Fuente: Autor.

Las tablas mostradas a continuación representan los resultados en cuanto a la alimentación, los líquidos y los gases obtenidos en la Unidad Recuperadora de Vapor con el mínimo y máximo corte de agua.

Tabla 4.3 Resultados de la URV con un corte de agua de 20,7 %.

Corriente	Unidad Recuperadora de Vapor (URV)		
	Mínimo corte de agua		
	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a compresión de 60 lpcm
Presión (lpcm)	0,29	20	65
Temperatura (°F)	133,7	103,9	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	2.486	396	2.090
Caudal de gas (PCND)	4.280.356	969.211	3.311.145
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	0,8	0,8	5,2

Fuente: Autor.

Tabla 4.4 Resultados de la URV con un corte de agua de 55,2 %.

Corriente	Unidad Recuperadora de Vapor (URV)		
	Máximo corte de agua		
	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a compresión de 60 lpcm
Presión (lpcm)	0,29	20	65
Temperatura (°F)	133,0	100,6	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	1.831,93	332,02	1.500
Caudal de gas (PCND)	3.091.570	750.167	2.341.403
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	0,8	0,8	5,8

Fuente: Autor.

4.2.2 Área de compresión de 60 lpcm

Su alimentación está compuesta por las corrientes de salida de gas de los separadores de 60 lpcm y la corriente de gas producida de la Unidad Recuperadora de Vapor. Esta área se subdivide a sus ves en:

4.2.2.1 Facilidades de entrada del área de 60 lpcm

Todo el gas que sea circulado por esta área debe pasar por la facilidad entrada, la cual estará conformada por un separador, un enfriador y un depurador de entrada a los paquetes de compresión. El objetivo de las facilidades de entrada de compresión a 60 lpcm es extraer los posibles condensados que se formarían mediante la disminución de la temperatura, reduciendo de esta forma el contenido de líquido en la corriente de gas, para optimizar el proceso de compresión de gas. El separador de entrada de las

facilidades debe ser capaz de manejar mayor volumen de líquido que el depurador de salida.

La figura 4.4 muestra un esquema de las facilidades de entrada del área de compresión de 60 lpcm, la cual opera bajo la siguiente sinopsis: la corriente de alimentación al sistema de compresión de 60 lpcm debe inicialmente circular por el separador de entrada a una presión de 55 lpcm, donde ocurrirá la separación bifásica; el líquido recuperado va al sistema de manejo de condensados y el gas a un enfriador que disminuye la temperatura a 120 °F, para luego entrar a un depurador; por el fondo del mismo se extrae líquido que se une al condensado del separador, mientras que por el tope sale gas hacia un cabezal que distribuye el flujo en los tres paquetes de compresión.

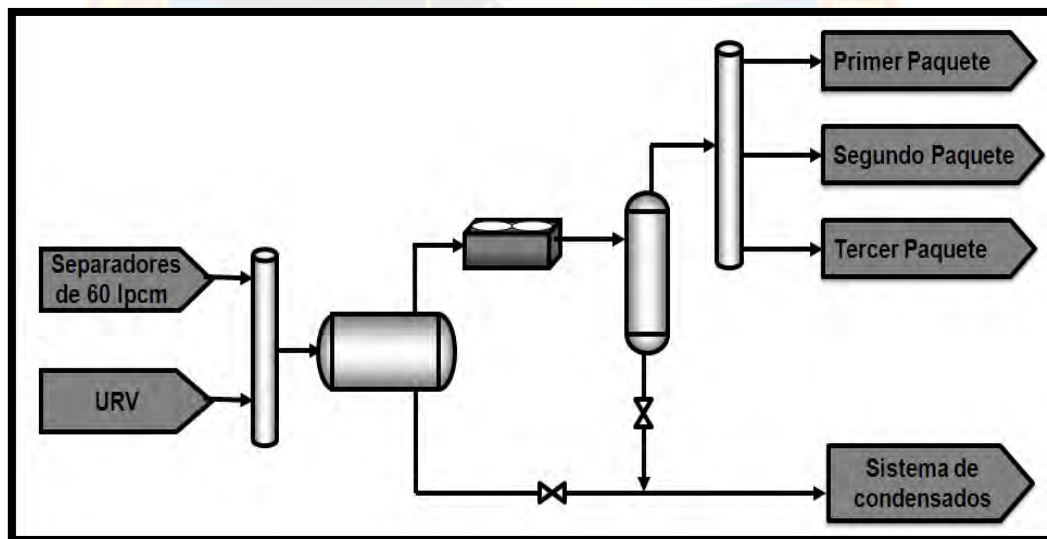


Figura 4.4 Esquema de las Facilidades del área de 60 lpcm.

Fuente: Autor.

Para las facilidades de entrada ante un mínimo y máximo corte de agua, la simulación produjo los siguientes resultados:

Tabla 4.5 Resultados de las facilidades de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.

Facilidades de entrada 60 lpcm			
Mínimo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a paquetes de 60 lpcm
Presión (lpcm)	55	20	50
Temperatura (°F)	173,6	122,4	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	6.476	199	6.277
Caudal de gas (PCND)	12.123.177	988.853	11.134.323
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	5,3	2,1	5,3

Fuente: Autor.

Tabla 4.6 Resultados de las facilidades de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.

Facilidades de entrada 60 lpcm			
Máximo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a paquetes de 60 lpcm
Presión (lpcm)	55	20	50
Temperatura (°F)	173,5	122,5	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	4.263	134	4.129
Caudal de gas (PCND)	7.829.547	649.269	7.180.279
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	5,7	2,0	5,7

Fuente: Autor.

4.2.2.2 Paquetes de compresión del área de 60 lpcm

El área de compresión de 60 lpcm está formada por tres paquetes de compresión, donde cada uno estará integrado por: un depurador de entrada, un compresor, un enfriador y un depurador de salida. En la figura 4.5 se muestra un esquema de un paquete de compresión; su funcionamiento es el siguiente: El gas ingresa en el depurador de entrada, el cual genera dos corrientes; una de líquido que va al sistema de condensados y otra de gas que llega a un compresor que incrementa su presión a 280 lpcm lo que a su vez causa un aumento de la temperatura de 239 a 231 °F (Según la ley de gases ideales), razón por la cual se hace circular el gas por un enfriador y finalmente por el depurador de salida del paquete; en donde parte de los líquidos se condensan y son retornados al inicio en el depurador de entrada, mientras que el gas entra a las facilidades de entrada del área de 280 lpcm.

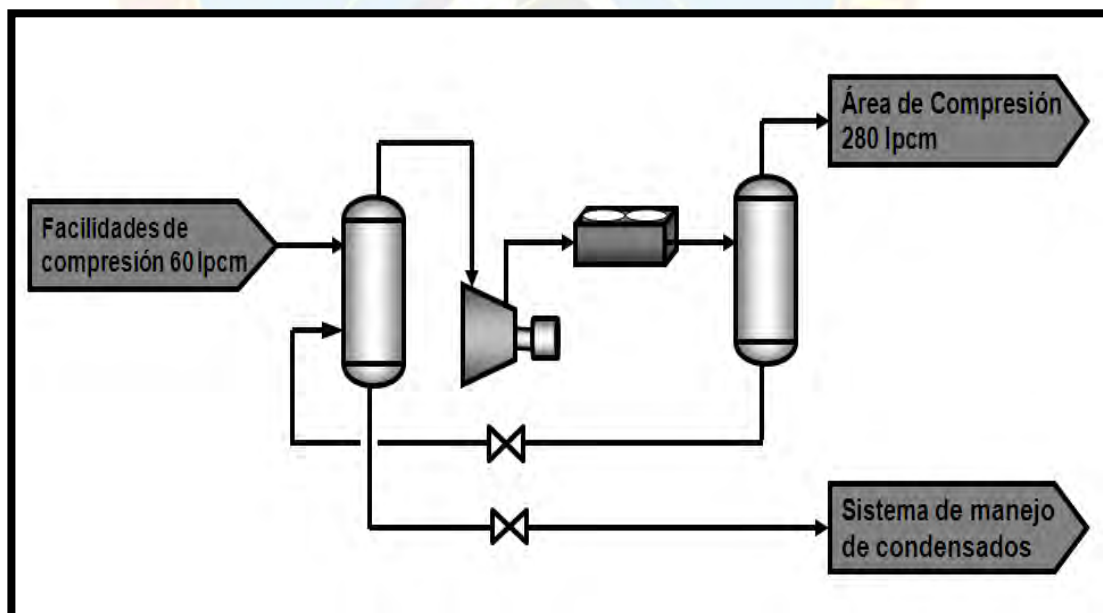


Figura 4.5 Esquema de los paquetes de compresión del área de 60 lpcm.

Fuente: Autor.

Para un paquete de compresión de 60 lpcm se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 4.7 Resultados de un paquete de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.

Paquete de compresión de 60 lpcm			
Mínimo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a compresión de 280 lpcm
Presión (lpcm)	50	20	270
Temperatura (°F)	120,0	80,0	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	2.092	214	1.881
Caudal de gas (PCND)	3.711.441	304.608	3.410.788
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	5,3	1,7	25,3

Fuente: Autor.

Tabla 4.8 Resultados de un paquete de compresión de 60 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.

Paquete de compresión de 60 lpcm			
Máximo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a compresión de 280 lpcm
Presión (lpcm)	50	20	270
Temperatura (°F)	120,0	73,2	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	1.376	185	1.190
Caudal de gas (PCND)	2.393.426	257.250	2.135.184
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	5,7	1,7	28,0

Fuente: Autor.

4.2.3 Área de compresión de 280 lpcm

El gas de los separadores de 280 lpcm se une al gas del área de compresión de 60 lpcm, para formar la corriente de entrada al área de compresión de 280 lpcm, la cual está conformada por:

4.2.3.1 Facilidades de entrada del área de 280 lpcm

Presenta un esquema similar a las facilidades de entrada del área de 60 lpcm; donde el enfriador disminuye la temperatura de 189 – 191 °F hasta 120 °F, sin embargo, su alimentación provendrá de los separadores de 280 lpcm y del gas resultante de la compresión de 60 lpcm; por lo que tendrá una presión de entrada de 270 lpcm, mediante la siguiente figura se puede visualizar las facilidades de entrada del área de 280 lpcm.

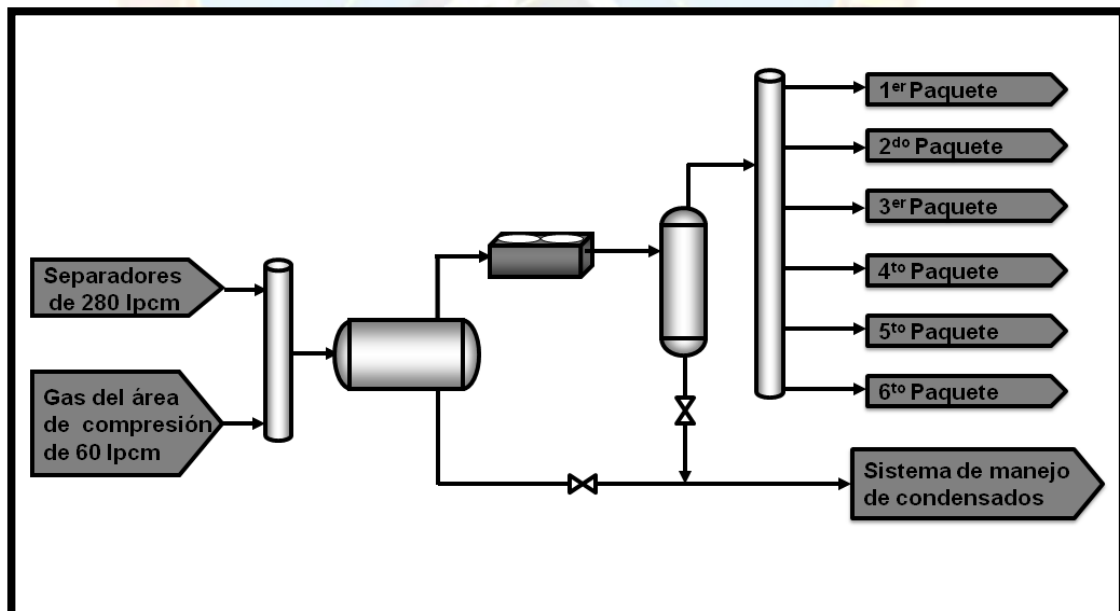


Figura 4.6 Esquema de las Facilidades del área de 280 lpcm.

Fuente: Autor.

Tabla 4.9 Resultados de las facilidades de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.

Facilidades de entrada 280 lpcm			
Mínimo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a paquetes de 280 lpcm
Presión (lpcm)	270	20	270
Temperatura (°F)	189,3	114,9	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	89.433	1.475	87.958
Caudal de gas (PCND)	194.306.675	6.347.991	187.958.683
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	22,0	2,5	22,8

Fuente: Autor.

Tabla 4.10 Resultados de las facilidades de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.

Facilidades de entrada 280 lpcm			
Máximo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a paquetes de 280 lpcm
Presión (lpcm)	270	20	270
Temperatura (°F)	190,6	113,6	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	89.270	1.523	87.746
Caudal de gas (PCND)	193.109.947	6.468.391	186.641.555
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	21,7	2,4	22,4

Fuente: Autor.

4.2.3.2 Paquetes de compresión del área de 280 lpcm

El área de compresión de 280 lpcm tendrá seis paquetes de compresión de dos etapas cada uno. El esquema de un paquete de compresión es el mostrado en la figura 4.7; donde el gas que entra de las facilidades ingresa en un cabezal que divide el flujo entre los seis paquetes. Luego el gas se introduce al depurador de entrada; el condensado del mismo se envía al sistema de condensados y el gas va al compresor de la primera etapa donde se incrementa la presión a 613 lpcm y 233,6 – 232,5 °F, luego pasa al enfriador primario que disminuye la temperatura a 120 °F y 603 lpcm, seguidamente el gas entra al depurador intermedio; el líquido generado en el mismo reingresa al depurador de entrada y el gas se remite al compresor de la segunda etapa de compresión que eleva la presión a 1350 lpcm (239-238 °F), para después fluir al enfriador secundario donde el gas alcanza una temperatura de 120 °F y 1340 lpcm, ulteriormente llega al depurador de salida; los líquidos son devueltos al depurador intermedio y el gas es enviado al área de endulzamiento.

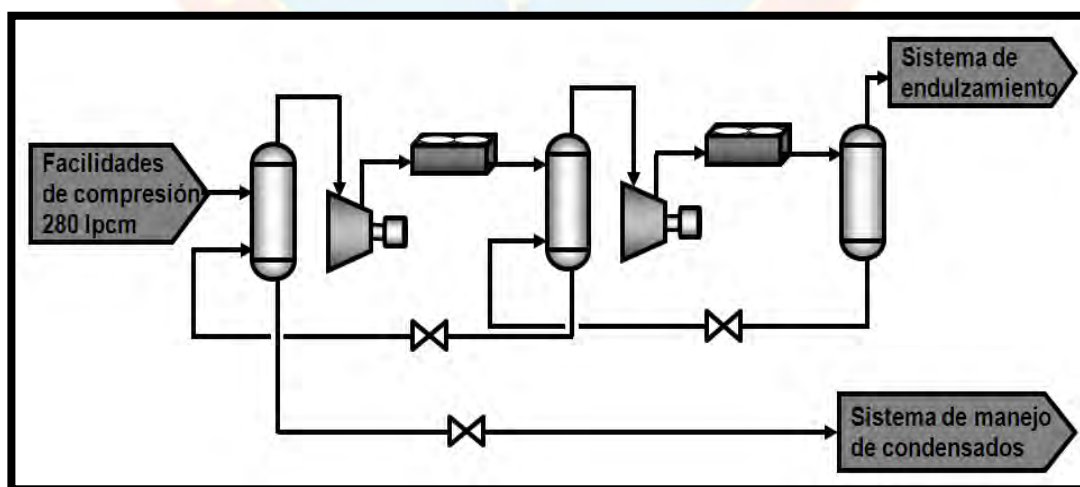


Figura 4.7 Esquema del paquete de compresión del área de 280 lpcm.

Fuente: Autor.

Los resultados obtenidos para el área de compresión del gas fueron los siguientes:

Tabla 4.11 Resultados de un paquete de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 20,7 %.

Paquete de compresión de 280 lpcm			
Mínimo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a endulzamiento
Presión (lpcm)	270	20	1.340
Temperatura (°F)	120,0	104,9	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	14.660	76	14.583
Caudal de gas (PCND)	31.326.447	199.952	31.126.408
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	22,8	2,3	108,9

Fuente: Autor

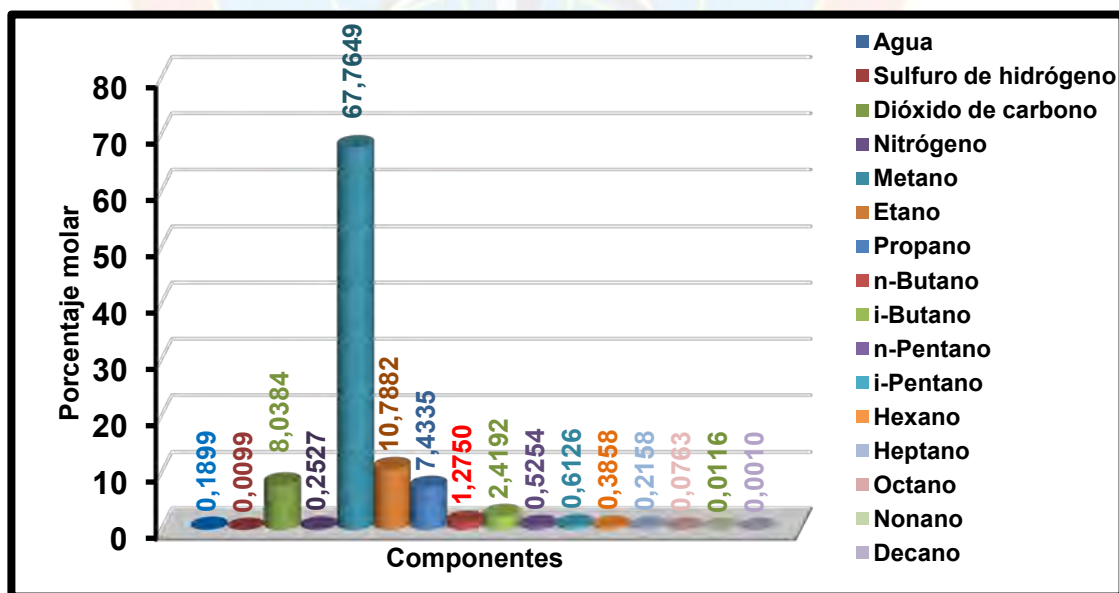
Tabla 4.12 Resultados de un paquete de compresión de 280 lpcm con un corte de agua de 55,2 %.

Paquete de compresión de 280 lpcm			
Máximo corte de agua			
Corriente	Alimentación	Sistema de Condensados	Gas a endulzamiento
Presión (lpcm)	270	20	1.340
Temperatura (°F)	120,0	103,5	120,0
Caudal de líquido (BNPD)	14.624	79	14.546
Caudal de gas (PCND)	31.106.926	202.354	30.904.640
Presión parcial de los gases ácidos (lpca)	22,4	2,2	107,1

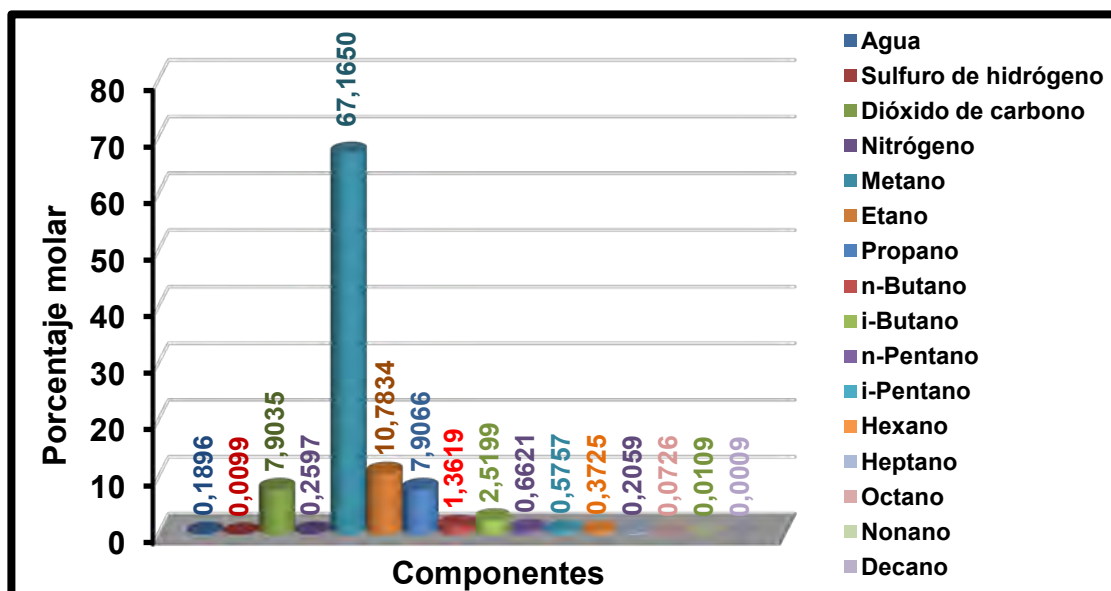
Fuente: Autor.

4.2.4 Caracterización de la alimentación al sistema de endulzamiento

La alimentación del sistema de endulzamiento tendrá componentes desde el metano hasta el decano, e impurezas como agua, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y nitrógeno. Las gráficas 4.1 y 4.2 son parte de los resultados obtenidos por Aspen Hysys V 7.1, los cuales muestran las diferentes composiciones que se tendrían con diferentes cortes de agua (20,7 % y 55,2 %) en la alimentación de las NIF I y II; ambos cortes presentan más de 4 ppm.V de H_2S y un aproximado del 8 % de CO_2 , por lo cual es un gas catalogado como ácido; se infiere que la corrosión predominante es la del dióxido de carbono, con una presión parcial alta (superior a 100 lpc). Es un gas húmedo con un contenido líquido mayor a 3 GPM así como componentes intermedios y pesados. El contenido de agua es levemente superior a 90 lb H_2O / MMPCND por ello es un gas hidratado.



Gráfica 4.1 Composición molar de la alimentación del sistema de endulzamiento con el mínimo corte de agua.



Gráfica 4.2 Composición molar de la alimentación del sistema de endulzamiento con el máximo corte de agua.

Los resultados de la tabla 4.13 fueron cálculos realizados mediante métodos convencionales para observar la diferencia entre estos y los determinados por el simulador. Estas propiedades son producto de los componentes puros y sus respectivas fracciones molares.

El contenido líquido depende de la densidad del hidrocarburo a condiciones normales (14,7 lpc y 60 °F), la cual se incrementa a medida que aumenta el número de carbonos, generalmente se obtiene a partir del propano debido a que este es el componente que usualmente se recupera en estado líquido.

A mayor corte de agua se observa que los componentes intermedios tales como: propano, n-butano, i-butano y n-pentano; tienen un porcentaje

molar mayor en comparación al corte mínimo de agua, lo que origina un valor de contenido líquido superior.

Otro factor influyente que se puede observar en el mínimo corte de agua, es que se tiene una mayor fracción molar de metano y etano, debido a que al aumentar la cantidad de petróleo, este también aporta componentes livianos a la corriente de gas que sirve de alimentación al sistema de endulzamiento.

El valor calorífico del gas es uno de los aspectos sobresalientes para la comercialización del mismo, debido a que su precio es proporcional a la cantidad de energía que produzca. Este se subdivide en valor calorífico neto y valor calorífico bruto; el primero considera la generación de agua durante la combustión en forma de vapor, mientras que en el segundo que el agua se obtiene en forma de líquido.

Tanto el valor calorífico neto como el bruto son mayores en el corte de agua de 55,2 %, porque presenta al igual que en el contenido líquido el mayor porcentaje de componentes intermedios los cuales tienen mayor poder calorífico que el metano y etano, compuestos que tienen mayor porcentaje molar, cuando el corte de agua en las Nuevas Instalaciones El Furrial es de 20,7 %.

Las propiedades como: peso molecular, factor de compresibilidad Z , contenido de agua, entre otras, no presentan una variación notable. Estos cálculos se pueden observar en el apéndice D. Según estos resultados se tienen valores cercanos y la diferencia surge debido a los métodos de cálculos utilizados. El simulador no calcula el factor de corrección por acidez, ni el valor calorífico, así como los otros parámetros faltantes.

Tabla 4.13 Propiedades físicas calculadas convencionalmente y por el simulador.

PROPIEDAD	CONVENCIONAL		SIMULADOR	
	20,7%	55,2%	20,7%	55,2%
Peso Molecular	24,66	24,87	24,66	24,87
Presión pseudocrítica (Ipca)	694,95	693,83	685,53	684,34
Temp. pseudocrítica (R)	431,97	434,30	432,53	434,73
Presión pseudorreducida	2,00	2,00	1,98	1,98
Temp. pseudorreducida	1,38	1,37	1,34	1,33
Factor de corrección por acidez	10,44	10,30	-	-
Presión pseudocrítica corregida (Ipca)	678,16	677,37	-	-
Temp. pseudocrítica corregida (R)	421,53	423,99	-	-
Factor Z	0,74	0,73	0,71	0,70
Densidad (lb/pie ³)	7,25	7,31	7,51	7,69
lb H ₂ O/MMPCN	93,27	93,27	90,14	90,00
Contenido líquido (GPM)	3,95	4,16	-	-
Valor calorífico neto (BTU/pie ³)	1.149	1.163	-	-
Valor calorífico bruto (BTU/pie ³)	1.264	1.279	-	-
Presión parcial del CO ₂ (Ipca)	108,9	107,1	108,9	107,1
Presión parcial del H ₂ S (Ipca)	0,13	0,13	0,13	0,13

Fuente: Autor.

4.3 DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO Y DESHIDRATACIÓN DE LAS NUEVAS INSTALACIONES EL FURRIAL I Y II

El tratamiento de los hidrocarburos juega un papel importante en la industria para lo cual se crearon valores estándares en cuanto a impurezas, para evaluar la calidad de los mismos. En los diseños presentados a continuación se utilizaron algunos datos de operación recomendados en diversas bibliografías. Los resultados para ambos sistemas fueron los siguientes:

4.3.1 Resultados del sistema de endulzamiento

Una vez determinado el caudal de gas de entrada a los sistemas de alimentación para el mínimo y máximo corte de agua. Se procedió a determinar la tasa de circulación de la amina, donde se estableció que para realizar los cálculos, se planteó como margen de seguridad un valor por debajo de 3% de CO₂ en el gas dulce; este porcentaje fue disminuido a 1%, con relación al sulfuro de hidrógeno; la corriente de alimentación posee un 69 ppm.V y el cual deberá ser reducido a menos de 4 ppm.V.

Tabla 4.14 Propiedades del gas de entrada al sistema de endulzamiento.

PROPIEDAD	Corte de agua (%)	
	20,7	55,2
Caudal de gas (PCND)	186.753.311	185.421.534
Flujo másico (lb/hr)	505.658	506.286
% molar de CO ₂	8,0392	7,9035
Flujo molar de CO ₂ (lbmol/hora)	1.648	1.609
Ppm.V de H ₂ S	69	69
Flujo molar de H ₂ S (lbmol/hora)	2,03	2,02

Fuente: autor.

El mínimo corte de agua tiene un caudal de gas mayor debido a que las fracciones molares de metano y etano son superiores, lo que a su vez origina que su flujo másico sea menor. Los flujos molares de los gases ácidos ejercen un papel importante en el cálculo del caudal de amina, donde el flujo

molar a ser removido será de 1.445,92 lbmol/hora. Utilizando la ecuación 3.23, se producen los siguientes resultados:

Tabla 4.15 Flujo másico de circulación de MEA, DEA y MDEA.

			Flujo másico (lb/hora)		
AMINA	Carga de gas ácido	P/P	Total	Amina	Agua
MEA	0,30	0,15	1.962.215	294.332	1.667.883
		0,20	1.471.662	294.333	1.177.329
	0,35	0,15	1.681.899	252.285	1.429.614
		0,20	1.261.424	252.285	1.009.139
DEA	0,30	0,25	2.026.595	506.649	1.519.946
		0,35	1.447.568	506.649	940.919
	0,40	0,25	1.519.946	379.987	1.139.959
		0,35	1.085.676	379.987	705.689
MDEA	0,30	0,30	1.914.027	574.208	1.339.819
		0,40	1.435.521	574.208	861.312
		0,50	1.148.416	574.208	574.208

Fuente: autor.

En la tabla 4.15 para la Metildietanolamina se utilizó una carga de 0,30 moles de gas ácido por mol de amina, con concentraciones como: 30, 40 y 50% P/P, con la finalidad de establecer cuál de estas es la que proporciona mejores resultados. Como se puede observar el flujo másico de amina a una carga dada, permanece constante y para disminuir su concentración se le

agrega agua. Posterior a este cálculo, se determinó los caudales de la solución mediante la ecuación 3.25, donde los resultados fueron los siguientes:

Tabla 4.16 Caudales de circulación de las aminas.

			Tasa de circulación (gal/min)		
AMINA	Carga	P/P	Total	Amina	Agua
MEA	0,30	0,15	3.916	578	3.338
		0,20	2.934	578	2.356
	0,35	0,15	3.356	495	2.861
		0,20	2.515	495	2.020
DEA	0,30	0,25	3.966	924	3.042
		0,35	2.807	924	1.883
	0,40	0,25	2.974	693	2.281
		0,35	2.105	693	1.412
MDEA	0,30	0,30	3.784	1.103	2.681
		0,40	2.826	1.103	1.723
		0,50	2.252	1.103	1.149

Fuente: autor.

En la tabla 4.16 se puede observar que los caudales de amina se incrementan a medida que disminuye la concentración de la misma, este aspecto se debe tomar en cuenta en el diseño de un sistema de endulzamiento, debido a que a grandes caudales se requerirá mayor potencia en las bombas para impulsar la mezcla al absorbedor. La densidad de una solución es proporcional a la concentración, es decir, para diferentes

cargas de gas ácido a una misma concentración se tendrá una misma densidad.

El caso con el corte de agua de 20,7% en la alimentación de las NIF, fue el que tuvo mayor fracción molar dióxido de carbono, por ende mayor presión parcial de gases ácidos, también este caso posee mayor caudal de gas, razones por las cuales se seleccionó para determinar la amina a utilizar y luego plantear el mismo diseño para el corte de agua de 55,2%, para elegir la amina se ensayaron con todas estas bajo un mismo diagrama de flujo, hasta obtener un mejor esquema, tomando en cuenta diversos parámetros como: características del gas tratado, cantidad de gases ácidos extraídos (en el regenerador y tanque de venteo), pérdidas de aminas y temperatura en el intercambiador de calor y en el hervidor de la torre regeneradora. La figura 4.8 es un esquema macro del área de endulzamiento donde la corriente de alimentación es de 186,753 MMPCND y tiene una temperatura de 120 °F, una presión de 1340 lpcm; con 8,04% CO₂ y 69 ppm.V de H₂S. El gas proveniente del área de compresión de 280 lpcm se divide en dos corrientes y cada una entra a los paquetes de endulzamiento.

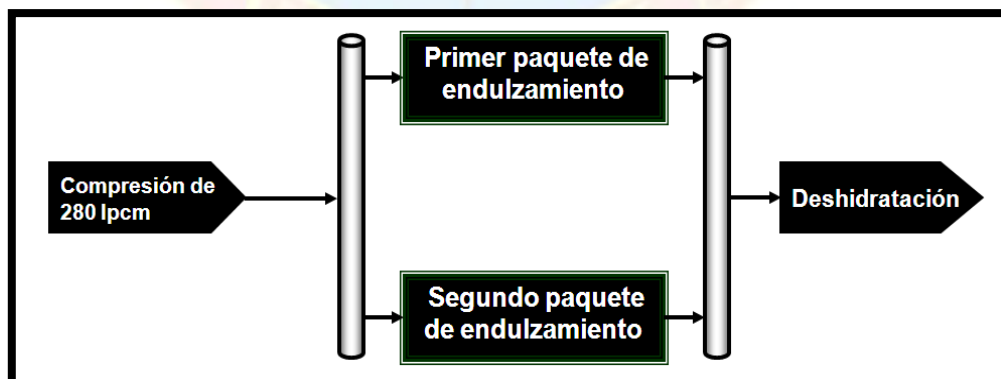


Figura 4.8 Esquema general del área de endulzamiento.

Fuente: Autor.

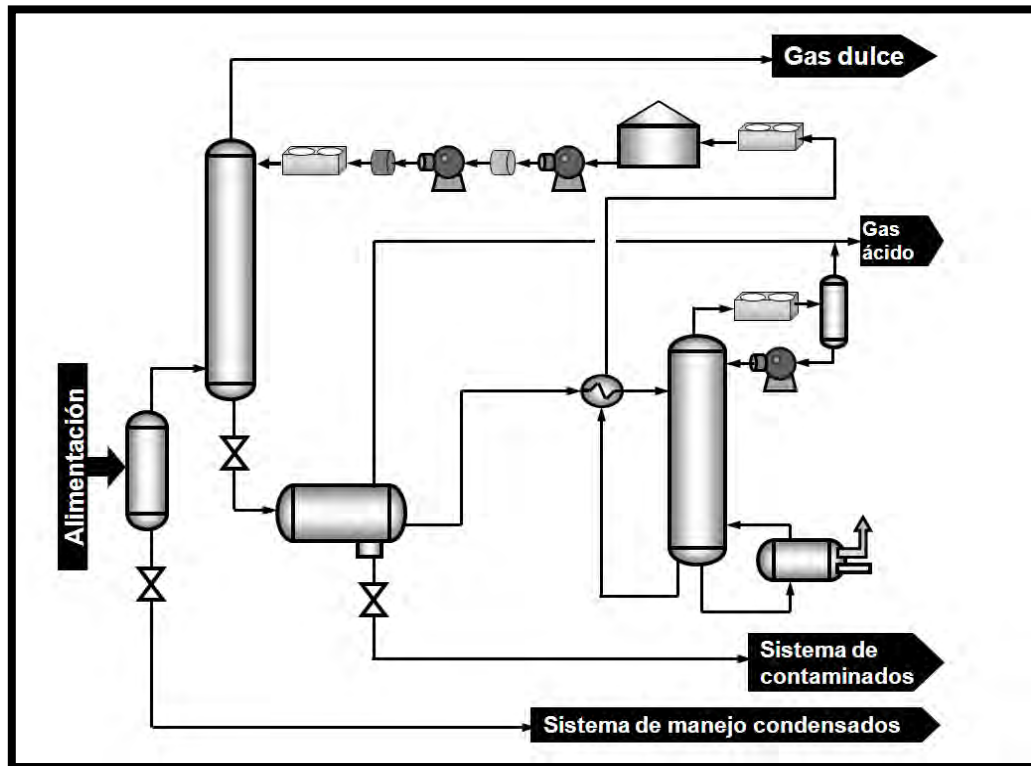


Figura 4.9 Esquema convencional de un paquete de endulzamiento.

Fuente: Autor.

La figura 4.9 representa un paquete de endulzamiento convencional, el cual funciona de la siguiente forma: El gas ingresa a un separador de entrada; donde los líquidos obtenidos serán retornados al sistema de manejo de condensados, mientras que el gas separado será la corriente que alimenta al contactor. La torre absorbedora tiene un diámetro de 6 pies (este fue obtenido por las ecuaciones 3.24 hasta 3.30); las etapas teóricas fueron 13, sin embargo, para las torres absorbedoras de aminas con platos de válvulas de burbujeo generalmente se opera bajo una eficiencia de aproximadamente 80 %, por lo que el número de platos se incrementa a 16, la distancia entre los mismos es de 2 pies, la presión en el tope es de 1336,8 lpcm, mientras que la presión en el fondo es de 1340 lpcm.

El gas ácido ingresa por la parte inferior de la torre contactora en contracorriente con la amina regenerada, la cual mediante transferencia de masa absorbe parte de los compuestos ácidos (tales como el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno); el gas asciende por la parte superior de la torre y la amina contaminada sale por el fondo del contactora a una presión de 1340 lpcm y una temperatura mayor a 135 °F (debido a que ocurrirá una reacción exotérmica), pasando luego a través de una válvula que disminuye la presión a 50 lpcm.

Posteriormente la amina contaminada entra a un separador trifásico, en el cual se extrae parte del gas que fue arrastrado por la corriente de amina, la cual subsiguientemente fluye por un intercambiador de calor de amina contaminada/amina regenerada en donde se incrementa la temperatura a 190 °F. Luego la amina calentada entra por el segundo plato de la torre regeneradora a una presión de 8,2 lpcm.

La torre regeneradora tiene 14 platos con válvulas de burbujeo y posee un diámetro interno de 96 a 89 pulgadas (depende de la amina); por su parte superior fluye el gas ácido y vapor de agua, mezcla que circula por un enfriador que disminuye la temperatura a 120 °F, luego llega a un acumulador que opera a 5 lpcm y separa los gases ácidos del agua y la amina (estos por ser de mayor peso salen por la parte inferior del acumulador), los gases son enviados hacia incineración y los líquidos son succionados por una bomba de reflujo que tiene una presión de descarga de 8 lpcm y los retorna al primer plato del regenerador.

La amina del regenerador sale a 10,8 lpcm y a la temperatura de burbujeo de la amina (condiciones de operación del rehervidor), posteriormente es introducida al intercambiador de calor de aminas

(contaminada/regenerada) donde se disminuye la temperatura en un rango que oscila entre 190 °F y 210 °F.

La solución regenerada circula por un enfriador, donde se reduce la temperatura a 180 °F y la solución se incorpora a la amina virgen en el tanque de almacenamiento, esta mezcla es succionada por bombas que incrementan la presión a 450 lpcm y luego a 1350 lpcm, posteriores a cada una se colocan los filtros; primero el mecánico y luego el filtro de carbono. Finalmente la amina regenerada llega a un enfriador en donde se genera una caída de presión de 10 lpcm y una temperatura de 135 °F, seguidamente la amina reingresa por la parte superior del contactor, cerrando así el ciclo del paquete de endulzamiento. El gas tratado con cada una de estas aminas produjo los siguientes resultados:

Tabla 4.17 Efecto de las aminas en el gas tratado.

AMINA	Carga	P/P	% molar CO ₂	Ppm.V H ₂ S	gal/min de amina	gal/min de agua	Caudal de gas (PCND)
MEA	0,30	0,15	3,56	0,00	0,0748	1,9324	177.154.605
		0,20	3,78	0,00	0,1064	1,9259	177.876.925
	0,35	0,15	3,66	0,00	0,0754	1,9493	177.502.054
		0,20	3,84	0,00	0,1070	1,9439	178.091.388
DEA	0,30	0,25	5,33	0,02	0,0032	1,9230	180.595.455
		0,35	5,61	0,03	0,0050	1,8809	181.448.463
	0,40	0,25	5,27	0,00	0,0030	1,9479	180.685.324
		0,35	5,65	0,02	0,0050	1,9002	181.694.416
MDEA	0,30	0,30	7,20	49,66	0,0231	2,0370	184.316.349
		0,40	7,40	54,35	0,0350	1,9944	185.018.572
		0,50	7,52	57,13	0,0506	1,9226	185.430.010

Fuente: autor.

Según los resultados de la tabla 4.17; la metildietanolamina no es la mejor opción en cuanto a la eliminación del CO₂, debido a su baja reacción con este compuesto se requerirán caudales mayores que los calculados; ante estas condiciones la MDEA absorberá de 96 a 58 lbmol/hr de dióxido de carbono y por esto se tendrán estos valores tan altos de CO₂ en el gas de salida, otro aspecto que se hace notable es la cantidad de sulfuro de hidrógeno presente en el gas tratado.

La dietanolamina tampoco representa el fluido adecuado para la eliminación del dióxido de carbono, sin embargo, este caudal de amina reacciona mejor con el sulfuro de hidrógeno. Como se ha mencionado anteriormente, la monoetanolamina es la amina más reactiva con los gases ácidos del gas natural, sin embargo, se debe estudiar no solo la remoción del gas ácido, sino también otros factores como: la capacidad de regeneración y la corrosividad de la misma.

La monoetanolamina muestra una mayor pérdida de solución en comparación con las otras aminas, debido a sus valores bajos en cuanto a: peso molecular, punto de ebullición y presión de vapor. El caudal de gas tratado con monoetanolamina presenta porcentajes de dióxido de carbono superiores a 3% molar por lo cual se necesitaría una mayor concentración de la misma para disminuirlo, sin embargo, esto podría causar problemas de corrosión, debido a que la MEA se caracteriza por ser muy corrosiva en presencia de gases ácidos.

Al mantener constante la carga de gas ácido, se puede observar lo siguiente: Si la concentración de amina disminuye, surge un descenso en el porcentaje molar del dióxido de carbono en el gas tratado, como consecuencia de la mayor cantidad de agua agregada la cual no es capaz de

retener suficiente el CO_2 . La amina arrastrada por el gas tratado es proporcional a la concentración de la misma, es decir, al incrementar la concentración de amina se tendrá mayor pérdida de la solución, debido a que la cantidad de líquido disminuye y por ende la fuerza de arrastre ejercida por el gas es mayor.

El diseño del sistema de endulzamiento debe tener en cuenta las zonas de alta corrosividad que usualmente se exhibe tanto en el intercambiador de calor como en el rehervidor, el cual debe operar a temperaturas cercanas a la de burbujeo y tienen que ser inferiores a la temperatura de degradación térmica.

La temperatura de burbujeo de las aminas depende del tipo y la concentración que tenga la misma, donde la temperatura de burbujeo se incrementa al aumentar la concentración de la amina, la tabla 4.18 indica la temperatura de burbujeo a 10,8 lpcm, las temperaturas de ebullición a diferentes presiones se pueden observar en los apéndices (Gráficas B-7 y B-8).

Tabla 4.18 Temperatura de burbujeo de las aminas a 10,8 lpcm.

Amina	Concentración P/P	Temperatura de burbujeo (°F)
MEA	0,15	243,00
	0,20	244,10
DEA	0,25	243,50
	0,35	245,41
MDEA	0,30	243,92
	0,40	245,79
	0,50	248,35

Fuente: autor.

La siguiente tabla muestra las condiciones de operación del intercambiador de calor y el hervidor:

Tabla 4.19 Temperatura en el intercambiador de aminas.

AMINA	Carga	P/P	Temperatura (°F)			
			Amina contaminada		Amina regenerada	
			Entrada	Salida	Entrada	Salida
MEA	0,30	0,15	150,90	190,00	243,00	204,68
		0,20	155,45	190,00	244,10	210,00
	0,35	0,15	152,87	190,00	243,00	206,57
		0,20	158,15	190,00	244,10	212,55
DEA	0,30	0,25	140,61	190,00	243,50	195,85
		0,35	141,92	190,00	245,40	198,55
	0,40	0,25	146,34	190,00	243,50	200,89
		0,35	143,92	190,00	245,40	200,14
MDEA	0,30	0,30	133,67	190,00	243,92	188,64
		0,40	132,75	190,00	245,79	189,80
		0,50	131,77	190,00	248,35	191,53

Fuente: autor.

La carga térmica requerida por el intercambiador de calor, se ve influenciada por la cantidad de gases ácidos que reaccionen y sean retenidos por la amina. En la tabla 4.19 se puede observar que se tendrá una mayor temperatura en la entrada del intercambiador al utilizarse la monoetanolamina, debido a que con ella se logra la mayor remoción del dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, los cuales tienen alto calor de reacción con la monoetanolamina, en comparación con otras aminas, como la dietanolamina y metildietanolamina.

Para este estudio se tomó como base la temperatura de burbujeo para la operación en el hervidor, debido a que es la recomendada por diversas bibliografías, sin embargo, hay que tener en cuenta que a mayores temperaturas se disminuye la cantidad de gases ácidos en la amina regenerada. Además hay que tomar en consideración la temperatura de degradación de la amina, debido a que si se rebasan estos valores se crean compuestos que incrementan la corrosión, lo cual genera problemas operacionales, que se traducen en gastos en la reparación y cambio de equipos. Igualmente se incrementa el volumen de agua que se evapora y por ende el reflujo, para lo cual se debe sobrediseñar tanto el acumulador como la bomba de reflujo y podrían causar problemas como la inundación de la torre regeneradora.

Otros aspectos clave para la selección del sistema de endulzamiento son: la capacidad de regeneración, pérdida de amina en el gas ácido (gas de cola) y la presión parcial de los componentes ácidos en el gas tratado. Si una amina no se regenera tiende a retornar mayor cantidad de gases ácidos que fueron retenidos por la misma, aunado a una disminución de la eficiencia de remoción de dichos contaminantes.

La pérdida de amina es directamente afectada por la presión de vapor de la misma, debido a que al presentar una mayor presión de vapor, se tendrá una mayor tendencia de la amina a evaporarse. La presión parcial de los componentes ácidos en el gas tratado depende igualmente de factores como: tipo, concentración y regeneración de la amina, número de platos y diámetro de la torre regeneradora, entre otros. La tabla 4.20 muestra el flujo molar de los gases ácidos (CO_2 y H_2S) que son removidos tanto en el tanque de venteo como en el regenerador, así como las pérdidas de aminas en el

gas que va hacia el incinerador y las presión parcial de gases ácidos en el gas tratado.

Tabla 4.20 Flujo molar de gases ácidos extraídos, pérdida de amina en gas de cola y presión parcial de los gases ácidos en el gas tratado.

AMINA	Carga	P/P	Flujo molar (lb/hora) de gases ácidos extraídos en:		Caudal de amina (gal/min)	Presión Parcial del CO ₂ y H ₂ S, en el gas tratado (lpca)
			Tanque	Regenerador		
MEA	0,30	0,15	0,002	955,42	0,002	48,06
		0,20	0,001	908,52	0,002	51,09
	0,35	0,15	0,002	934,29	0,002	49,44
		0,20	0,001	897,24	0,002	51,83
DEA	0,30	0,25	0,02	585,81	0,000	72,02
		0,35	0,01	525,72	0,000	75,81
	0,40	0,25	0,00	602,28	0,000	71,22
		0,35	0,01	531,72	0,000	76,41
MDEA		0,30	109,3	82,77	0,000	97,26
	0,30	0,40	79,7	65,11	0,000	100,03
		0,50	54,73	61,54	0,000	101,69

Fuente: Autor.

En la tabla 4.20 se puede observar que la amina que presenta mejor regeneración es la metildietanolamina donde por disminución de presión se produce la separación de gas ácido en el tanque de venteo, además no presenta pérdidas como la monoetanolamina, sin embargo, la MDEA no retiene suficientes gases ácidos, causando una presión parcial elevada en

comparación con las otras aminas. La dietanolamina tiene una escasa regeneración, lo cual produjo un porcentaje molar de dióxido de carbono mayor a 5%, por lo tanto, esta amina queda totalmente descartada para este sistema de endulzamiento.

La MEA tiene una deficiente regeneración, donde solo se logra la eliminación de gases ácidos mediante el regenerador, por lo cual se requeriría temperaturas mayores en el hervidor para incrementar la cantidad de dióxido de carbono que será separado de la amina, esto a ves causaría mayores pérdidas de amina, sin embargo, fue la que mejor reaccionó con el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, obteniéndose la menor presión parcial de gases ácidos en el gas tratado.

La presión parcial del CO_2 y H_2S en el gas tratado, ejerce un papel importante, debido a que definirá si se presentarán problemas por corrosión en los procesos subsiguientes y transporte del mismo. Al utilizar cualquiera de las aminas con este sistema de endulzamiento, el gas de salida tendrá un porcentaje molar de dióxido de carbono superior al especificado, causando a su vez altas presiones parciales del mismo y por ende produciendo una alta corrosividad.

Para procesar este gas se debe formular la amina; según la GPA (Estudios y Servicios Petroleros S.R.L) se recomienda utilizar como base la metildietanolamina, debido a que soporta mayores temperaturas que las otras aminas, también disminuye la concentración de gases ácidos en la misma ante una disminución de presión y por ser una amina terciaria no reacciona tan rápido para la formación de carbonatos con el dióxido de carbono, además no se degrada por COS y CS_2 , como las aminas primarias y secundarias.

Para esta investigación se utilizó como base el caso con la metildietanolamina al 50% P/P, debido a que presenta el menor caudal de solución de esta amina. Se operó con porcentajes de MEA menores a 5% P/P. Una de las ventajas de la metildietanolamina es que libera dióxido de carbono rápidamente ante un cambio temperatura, para evitar pérdidas de las aminas utilizadas se operó por debajo de la temperatura de burbujeo.

La figura 4.10 representa el nuevo esquema del paquete de endulzamiento; donde para mejorar el proceso se le colocó a la entrada del sistema un enfriador que disminuirá la temperatura a 110 °F, en el cual además se tendrá una caída de presión de 10 lpcm, con esto se recuperará parte del agua retenida por el gas. Para disminuir las pérdidas de las aminas y también la cantidad de agua en el gas tratado, se colocó a la salida de la torre contactora un enfriador que disminuirá la temperatura a 110°F y una presión de salida de 1320 lpcm. Posteriormente un separador será el encargado de retornar parte de la amina y el agua que fue condensada, estos fluidos serán retornados al separador trifásico, con lo cual igualmente descenderá el contenido de agua en el gas que entrará al sistema de deshidratación.

Otro cambio que surge con respecto al modelo inicial es que la amina entra a la torre regeneradora por el segundo plato a 5,2 lpcm, mientras que parte del vapor que sale por el tope es condensado producto del descenso de la temperatura a 110 °F mediante un enfriador, que ejerce una caída de presión de 1 lpcm, este fluido es separado por el acumulador, el gas compuesto en su mayoría por gases ácidos y vapor de agua, es retirado por el tope y por el fondo de este equipo el líquido es succionado por una bomba de reflujo que incrementa la presión a 5 lpcm, regresando el reflujo al tope de la torre regeneradora.

En el nuevo diseño la presión en el rehervidor será de 8 lpcm, con la finalidad de disminuir la temperatura de ebullición de la amina, debido a que a la presión anterior (10,8 lpcm) se requerirá temperaturas mayores a 248 °F lo que contribuiría a la degradación de la monoetanolamina, la cual fue seleccionada para incrementar la velocidad de reacción de la metildietanolamina.

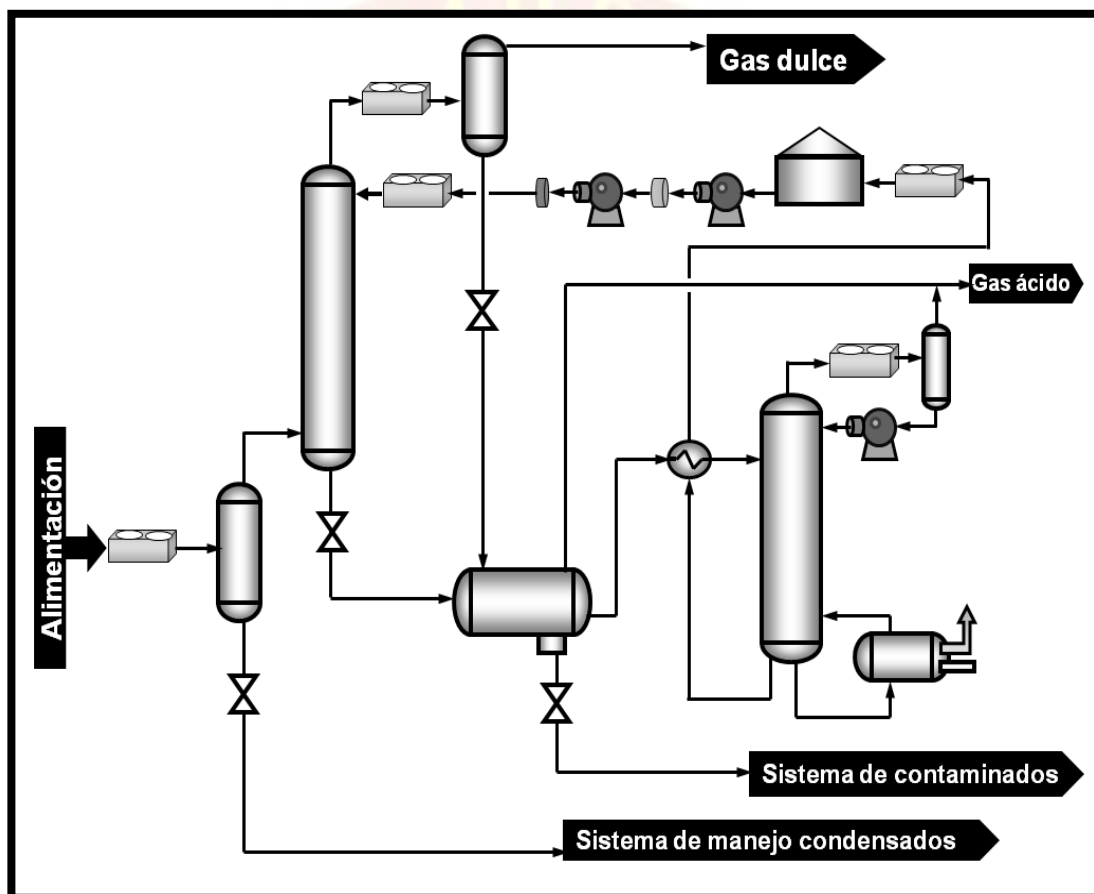


Figura 4.10 Esquema mejorado de un paquete de endulzamiento.

Fuente: Autor.

Los porcentajes de monoetanolamina fueron variados de 5 a 2% en peso, utilizando como caso base la metildietanolamina a 50% P/P, en cada

una de las concentraciones se tendrán diferentes puntos de ebullición, los cuales son mostrados a continuación:

Tabla 4.21 Temperatura de ebullición de la MDEA con diversas concentraciones de MEA.

% P/P		Temperatura de ebullición (°F)
MDEA	MEA	
45	5	242,4
46	4	242,3
47	3	242,2
48	2	242,1
49	1	241,9
50	0	241,8

Fuente: Autor.

Generalmente la metildietanolamina ante un cambio de temperatura se separa rápidamente del dióxido de carbono, por esto en el hervidor se operó alrededor de un grado Fahrenheit, menor a la temperatura de saturación para evitar mayores pérdidas de amina y agua. Además se disminuirá el consumo de energía requerida por el hervidor para añadirle calor a la amina.

Cuando la metildietanolamina tiene un 49% P/P, el regenerador del modelo planteado funciona muy alejado de la temperatura de ebullición, por lo cual este caso es omitido, debido a que si se opera a temperaturas muy por debajo de la temperatura de ebullición, se le restará eficiencia a la regeneración, mientras que si se utilizan temperaturas mayores a 242 °F, se tendrá excesivas pérdidas de la solución. Si únicamente se utilizará metildietanolamina solo 61 lbmol/hora de gases ácidos reaccionarían y a su

temperatura de ebullición no hubiera pérdida de amina, la cual queda totalmente regenerada. Las tablas siguientes muestran los flujos máxicos y caudales de las soluciones de agua, MDEA y MEA, requeridos:

Tabla 4.22 Flujos máxicos totales de la mezcla MDEA-MEA.

% P/P		Flujos máxicos (lb/hora)			
MDEA	MEA	TOTAL	AGUA	MDEA	MEA
45	5	1.148.416,42	574.208,21	516.787,39	57.420,82
46	4	1.148.416,42	574.208,21	528.271,55	45.936,66
47	3	1.148.416,42	574.208,21	539.755,72	34.452,49
48	2	1.148.416,42	574.208,21	551.239,88	22.968,33

Fuente: Autor.

Tabla 4.23 Caudales totales de la mezcla MDEA-MEA.

% P/P		Caudales (gal/min)			
MDEA	MEA	TOTAL	AGUA	MDEA	MEA
45	5	2.254,13	1.149,07	992,31	112,76
46	4	2.253,63	1.149,07	1.014,36	90,21
47	3	2.253,13	1.149,07	1.036,41	67,65
48	2	2.252,63	1.149,07	1.058,46	45,10

Fuente: Autor.

Las características más relevantes del gas tratado mediante endulzamiento con aminas, son: el porcentaje molar del CO₂, las ppm.V de

H₂S, el caudal de gas tratado y el arrastre de aminas y agua. En la tabla 4.24 se pueden observar los resultados obtenidos de estas características con cada una de las concentraciones de MDEA-MEA utilizadas.

Tabla 4.24 Características del gas tratado con diferentes concentraciones de metildietanolamina y monoetanolamina.

% P/P		Gas Tratado					
MDEA	MEA	% Molar CO ₂	Ppm.V H ₂ S	MDEA(gal/min)	MEA(gal/min)	Agua(gal/min)	Caudal gas total (PCND)
45	5	0,0104	0,005	0,00157	0,0111	0,9011	170.898.683
46	4	0,0295	0,005	0,00161	0,0089	0,9015	170.943.213
47	3	0,1124	0,007	0,00163	0,0066	0,9033	171.109.383
48	2	0,2757	0,007	0,00175	0,0045	0,9069	171.424.853

Fuente: Autor.

Los resultados de la tabla 4.24, denotan que la velocidad de reacción de la monoetanolamina es un factor determinante en la nueva mezcla, lográndose porcentajes molares inferiores al 1% de gases ácidos. La metildietanolamina actúa como un segundo medio que se encarga de retener el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, que fue separado del gas natural por efecto de la monoetanolamina.

Si únicamente se utiliza la monoetanolamina se requerirán temperaturas muy por encima de su temperatura de ebullición para lograr una buena regeneración, lo cual tiende a degradarla si se sobrepasa su temperatura de degradación.

La capacidad de separar la mezcla de amina de los gases ácidos para su reciclaje es un punto de referencia al usar un método de absorción química, en la tabla mostrada a continuación se presentan los resultados de la separación de los gases ácidos (CO_2 y H_2S) por efecto de disminución de presión en el separador trifásico y por incremento de temperatura en la torre regeneradora.

Tabla 4.25 Gases ácidos separados de la solución MDEA-MEA.

% P/P		Flujo molar de gases ácidos separados (lbmol/hora)		Temperatura del rehervidor (°F)
MDEA	MEA	Separador	Regeneradores	
45	5	12,28	1.632,58	241,40
46	4	22,66	1.618,29	241,30
47	3	39,75	1.586,28	241,20
48	2	62,97	1.534,03	241,40*

Fuente: Autor.

En la tabla 4.25 se observa que el incremento en el porcentaje de metildietanolamina origina una mayor captura de gases ácidos por parte de la misma, lo cual se refleja en la liberación instantánea llevada a cabo en el separador trifásico, sin embargo, al disminuir la concentración de monoetanolamina, también disminuye la cantidad de gases ácidos absorbidos por la solución.

*En la concentración de 48% P/P de metildietanolamina la torre regeneradora debe operar a temperaturas muy cercanas a la temperatura de ebullición para obtenerse la separación adecuada de gases ácidos, por ello

no se pudo mantener la temperatura un grado Fahrenheit menor a la temperatura de ebullición.

Otra forma de visualizar la capacidad de retención de la mezcla de amina es mediante la temperatura de entrada del intercambiador de calor, debido a que si reaccionan mayor cantidad de gases ácidos se notará un incremento en el calor de reacción en la salida de la torre absorbidora y por ende se obtendrá una mayor temperatura en la amina contaminada. En la tabla 4.26 se muestra la temperatura en el intercambiador de calor de tubo y carcasa con las diferentes mezclas de MDEA-MEA; donde la temperatura de entrada al mencionado equipo disminuye a medida que desciende la concentración de monoetanolamina, debido a que es la que aporta mayor calor de reacción al entrar en contacto con los gases ácidos.

Tabla 4.26 Temperatura de la solución MDEA-MEA en el intercambiador de calor.

% P/P		Temperatura (°F)			
		Tubo		Carcasa	
MDEA	MEA	Entrada	Salida	Entrada	Salida
45	5	161,51	190,00	241,50	205,08
46	4	161,45	190,00	241,30	197,23
47	3	161,17	190,00	241,20	189,56
48	2	160,22	190,00	241,40	184,01

Fuente: Autor.

En las plantas de tratamiento de aminas, el reflujo es la razón de los moles de agua que regresan a la planta entre los moles de gas ácido que salen de la misma, este parámetro depende de muchos factores, como: temperatura y presión de operación de la torre y las aminas utilizadas.

La tabla 4.27 exhibe la cantidad de amina perdida en las torres regeneradoras así como su reflujo; donde sus bajos valores se deben a las temperaturas de operación ubicadas por debajo de la temperatura de ebullición, originando la evaporación de poco volumen de agua y la rápida liberación de los gases ácidos por parte de la metildietanolamina.

Tabla 4.27 Factores a considerar en la torre regeneradora en la solución de MDEA-MEA.

% P/P		Gal/min total en gas de cola		Reflujo en el regenerador
MDEA	MEA	MDEA	MEA	
45	5	0,00037	0,00107	0,75
46	4	0,00042	0,00095	0,76
47	3	0,00048	0,00080	0,80
48	2	0,00055	0,00060	0,85

Fuente: Autor.

En lo referido a las pérdidas de aminas serán mucho menores que la del agua, recordando que la temperatura de ebullición normal del agua es 212 °F mientras que las de las aminas son mayores (la temperatura de ebullición de la MEA a una atmósfera es de 339°F y para la MDEA es de 477°F). La concentración es proporcional a las pérdidas de aminas, donde en un sistema de MDEA-MEA, las aminas primarias por tener mayor presión de vapor, tendrán mayor facilidad para evaporarse, por ello sus pérdidas serán mayores en comparación a las aminas terciarias.

Los moles de CO₂ y H₂S retenidos en la amina regenerada bajo condiciones normales de operación, se debe contemplar al evaluar una solución de amina, debido a que también influenciará en la presión parcial de

gases ácidos en el gas tratado. La tabla 4.28 muestra la cantidad de libras por hora del CO₂ y H₂S en la corriente de amina regenerada, así como la presión parcial de los gases ácidos en el gas tratado.

Tabla 4.28 Flujo molar del CO₂ y H₂S en la solución regenerada de MDEA-MEA y presión parcial del gas tratado.

% P/P		Flujo molar de la solución regenerada (lbmol/hora)		Presión parcial de los gases ácidos (lpca)
MDEA	MEA	CO ₂	H ₂ S	
45	5	65,5150	0,0338	0,1387
46	4	57,2664	0,0250	0,3934
47	3	46,6743	0,0215	1,4999
48	2	30,8498	0,0146	3,6794

Fuente: Autor.

Todos los resultados obtenidos indican que la mejor opción para el sistema de endulzamiento es la que tiene una concentración de 47% P/P de MDEA, debido a que la torre regeneradora puede operar en un rango cercano al de la temperatura de burbujeo. Además el gas tratado presenta una presión parcial menor en comparación con el caso donde la concentración de MDEA es mayor. Aunado a que la cantidad de gases ácidos en un corte de agua de 55,2% es de 1.609 lbmol/hora y en el caso donde el porcentaje de agua es de 20,7% es 1.648 lbmol/hora, por lo que si se utilizará una concentración de monoetanolamina mayor llegará un instante que no se tendrá componentes ácidos que reaccionen con la solución.

Si la corriente de alimentación disminuye su contenido de gases ácidos, descenderá la cantidad de los mismos retenidos por la amina con lo cual se tendrá una temperatura menor en la solución contaminada y por ende una

menor temperatura en la entrada del intercambiador de calor, requiriendo así una mayor carga térmica del mencionado equipo, en comparación con el caso donde se tiene un mínimo corte de agua. Además se obtendrá una menor cantidad de moles de los gases ácidos en la corriente regenerada.

Tabla 4.29 Resultados del endulzamiento con 20,7% y 55,2 de agua.

PARÁMETRO	20,7%	55,2%
% P/P de MDEA	47	47
% P/P de MEA	3	3
% P/P de AGUA	50	50
Caudal total (gal/min)	2.253	2.253
Caudal de MDEA (gal/min)	1.036	1.036
Caudal de MEA (gal/min)	67,65	67,65
Caudal de agua (gal/min)	1.149,07	1.149,07
Caudal de gas sin tratar (PCND)	186.753.311	185.421.554
Caudal de gas tratado (PCND)	171.109.383	169.877.547
Porcentaje molar del CO ₂ y H ₂ S del gas sin tratar	8,05	7,91
Porcentaje molar del CO ₂ del gas tratado	0,11	0,11
Caudal de MDEA en el gas tratado (gal/min)	0,00163	0,0015
Caudal de MEA en el gas tratado (gal/min)	0,0066	0,0065
Caudal de agua en el gas tratado (gal/min)	0,9033	0,8964
Contenido de CO ₂ en el gas sin tratar (lb/ hora)	1647,84	1609,09
Contenido de CO ₂ en el gas tratado (lb/ hora)	21,11	19,64
Contenido de H ₂ S en el gas tratado (ppm.V)	0,007	0,007
Presión parcial de CO ₂ y H ₂ S en el gas tratado (lpca)	1,4999	1,4052
Moles de CO ₂ extraídos en el tanque (lb/ hora)	39,75	46,12
Moles de CO ₂ extraídos en el regenerador (lb/ hora)	1.586,28	1.543,67
Perdida de MDEA en gas de cola (gal/min)	0,00048	0,0006
Perdida de MEA en gas de cola (gal/min)	0,00080	0,0010
Temperatura en el rehervidor (°F)	241,20	241,20
Contenido de H ₂ O en gas sin tratar (lbH ₂ O/MMPCN)	90,14	90,00
(lbH ₂ O/MMPCN) removido en el separador de entrada	20,53	20,47
(lbH ₂ O/MMPCN) removido en los separadores de salida	27,64	25,81
Contenido de H ₂ O en gas tratado (lbH ₂ O/MMPCN)	63,27	63,28

Fuente: Autor.

4.3.2 Resultados del sistema de deshidratación

Al comenzar a diseñar un sistema de deshidratación se debe tener en cuenta la composición de la corriente de alimentación, donde a mayor presión, menor será el contenido de agua saturada en la corriente de gas. Los componentes ácidos como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, son compuestos que a ciertas condiciones de presión son solubles en el agua, por ello al incrementar cantidad de componentes ácidos se aumenta la cantidad de agua retenida por la corriente gaseosa.

Para la corriente de entrada, tanto para el mínimo como para el máximo corte de agua, el simulador presentó un contenido de gases ácidos de 0,11% molar de dióxido de carbono, mientras que la cantidad de sulfuro de hidrógeno es menor que 0,00001% molar (menor a 0,1 ppm.V). El contenido de agua según el simulador fue alrededor de 63 lb.H₂O/MMPCN de gas para la alimentación con ambos cortes de agua. Como las condiciones de salida del sistema de endulzamiento para ambos cortes de agua fueron las mismas, por el método gráfico de Mcketta el contenido de agua fue de 63,36 lb.H₂O/MMPCN de gas aproximándose al valor del simulador.

A través del método gráfico se puede determinar la cantidad de agua retirada del sistema por el separador de entrada ante una disminución de temperatura efectuada por un enfriador de entrada, las condiciones de salida del gas en el sistema de endulzamiento fueron de 1.320 lpcm y 110 °F, por lo que el agua retirada en el separador según las gráficas de Mcketta fue de 8,90 lb.H₂O/MMPCN por lo que el contenido de agua en la corriente de alimentación a los dos paquetes de deshidratación fue de 54,46 lb.H₂O/MMPCN de gas.

El glicol a utilizar es el trietilénglicol debido a que es el mayormente empleado. La asociación de proveedores y procesadores de gas (GPSA) establece un procedimiento para determinar la concentración del glicol regenerado y cuyo resultado fue de 99% en P/P de trietilénglicol para la operación normal para la amina regenerada, donde la tasa de glicol-agua fue de 3 gal.TEG/lb.H₂O por lo que la tasa circulación normal es de 17,45 gpm. La concentración mínima de TEG es de 98,2% P/P.

El sistema de deshidratación planteado en esta tesis es el siguiente: El gas endulzado, se divide en dos corrientes, donde cada una es enviada a un paquete de deshidratación. La figura 4.11 representa un esquema macro del área de deshidratación del gas natural, donde se explica lo anteriormente dicho. Los paquetes tendrán una misma configuración en cuanto a equipos y condiciones de operación. Cada paquete de deshidratación estará compuesto por: una torre contactora, dos intercambiadores de calor, una torre regeneradora, un separador trifásico, una bomba de glicol, un tanque de almacenamiento, dos filtros mecánicos y un filtro de carbono.

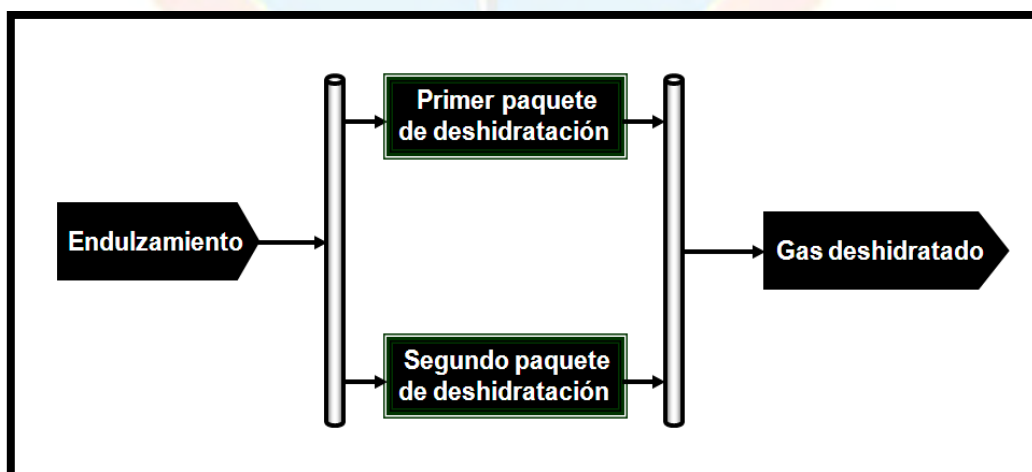


Figura 4.11 Esquema general del área de endulzamiento.

Fuente: Autor.

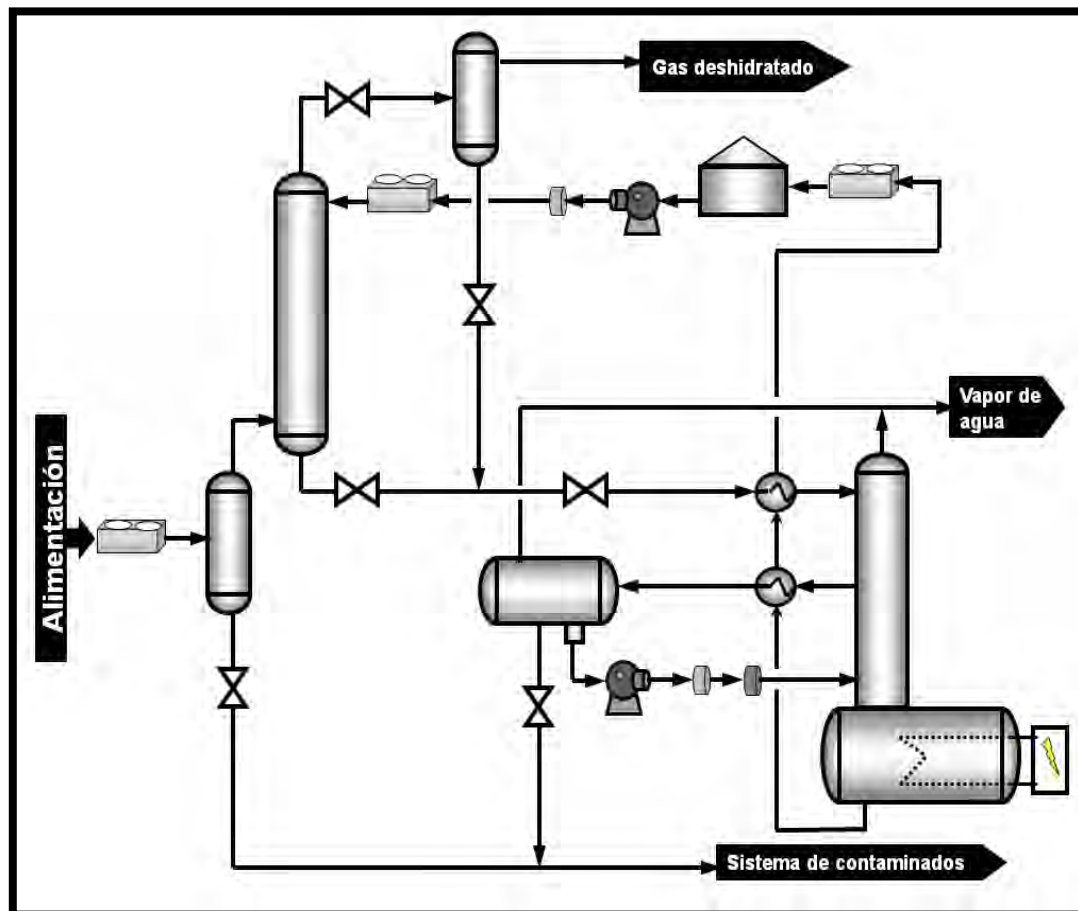


Figura 4.12 Diagrama de procesos de un paquete de deshidratación de gas natural.

Fuente: Autor.

La figura 4.12 ilustra la configuración de un paquete de deshidratación; donde la sinopsis de la operación es presentada a continuación: El gas de alimentación pasa a través de un enfriador donde se disminuye la temperatura a 107 °F y se genera una caída de presión de 10 lpcm, luego esa corriente es introducida en un separador de entrada que retira los líquidos condensados, principalmente agua y fracciones de las aminas, que son enviados a un sistema de fluidos contaminados. El gas proveniente del separador de entrada es introducido a la torre contactora a una presión de

1310 lpcm y 107 °F, donde se retira parte del agua contenida en el gas mediante la absorción por trietilenglicol, el cual entra a 117 °F por el primer plato de la torre contactora a una concentración de 99% P/P.

La torre contactora tendrá un diámetro de 69 pulgadas, estará conformada por 6 platos de burbujeo, con 2 pies de distancia entre platos, con una caída de presión de 0,2 lpcm por cada plato (esta es la máxima caída de presión permisible en las torres absorbedoras y regeneradoras, según el manual de procesos de PDVSA, debido a que a mayores caídas se presentan problemas, como la formación de espumas lo cual disminuye la eficiencia del proceso). Por el tope de la torre contactora saldrá el gas deshidratado (con menos de 7 lbH₂O/MMPCN), mientras que por el fondo se remueve el trietilenglicol hidratado (95,78% P/P de TEG), el cual pasa por un intercambiador de calor (tubo y carcasa) que incrementa la temperatura a 200 °F.

Posteriormente la solución entra a la torre regeneradora (que tiene 6 platos de burbujeo y un diámetro de 31 pulgadas) a 1,8 lpcm, donde por su segundo plato (2 lpcm) es retirada la mezcla Glicol-agua que es introducido a un segundo intercambiador de calor con una temperatura de salida de 300 °F (con caída de presión de 1 lpcm).

Luego de ser calentada la mezcla ingresa a un separador trifásico donde se separa el vapor de agua del trietilenglicol, el cual es succionado por una bomba, la solución pasa por un filtro mecánico y uno de carbono (en cada uno se espera una caída de presión de alrededor de 1 lpcm, de acuerdo a esta caída se variará la presión de salida de la bomba). La presión de la bomba se ajustará a la caída de presión en los filtros, para que la solución entre a la torre regeneradora a 2,8 lpcm.

Seguidamente el trietilénglicol retorna por el quinto plato de la torre regeneradora, en la cual el rehervidor opera a 400 °F; esta temperatura fue determinada mediante la gráfica C-4(hay que tener en consideración que el trietilénglicol se descompone a 404 °F, por lo que se debe tener un monitoreo constante de la temperatura), por el tope de la torre sale el vapor de agua y por el fondo el glicol regenerado, dicha corriente pasa por el segundo y primer intercambiador que disminuyen la temperatura a 340,64 y 254,92 °F (Para el mínimo corte).

Luego la corriente entra a un enfriador que disminuye la temperatura a 180 °F, esta corriente entra al tanque de almacenamiento, donde el glicol regenerado se mezcla con el trietilénglicol virgen, este es succionado por unas bomba de glicol que tiene una presión de descarga de 1330 lpcm, posteriormente el trietilénglicol pasa por un filtro mecánico y un enfriador, donde la corriente de salida presenta 117 °F y 1308,8 lpcm, que son las condiciones de entrada por el primer plato del absorbedor.

Las tablas 4.31 y 4.32 muestran los resultados obtenidos en el área de deshidratación al tenerse diferentes cortes de agua en la alimentación en los dos primeros módulos de las Nuevas Instalaciones El Furrial. Cabe mencionar que cuando las NIF (I y II) tienen un corte de agua de 55,7%, se produjo una reducción de la temperatura de entrada del intercambiador de calor ubicado antes de la torre regeneradora; esto se debió a que en este caso hubo condensación de pequeñas fracciones de hidrocarburos y trietilénglicol; que sumaron alrededor de 1,49 gpm; producto de la caída de presión de 8,8 lpcm en la corriente de gas deshidratado. Al reducir el caudal de gas en la corriente de entrada en las instalaciones también se disminuye la fuerza de arrastre del mismo, lo cual contribuye a la decantación de fracciones de líquidos contenidos en la corriente de gas.

Tabla 4.30 Sistema de deshidratación del gas con 20,7% y 55,2% de agua.(Parte I: Fluidos)

Parámetros	20,7 %	55,2%
Caudal del gas de entrada a deshidratación (PCND)	171.109.383	169.876.998
Caudal de gas deshidratado (PCND)	170.875.535	169.484.233
Ib.H ₂ O/MMPCN en la corriente de alimentación al sistema	63,33	63,28
Ib. H ₂ O/MMPCN retirados en los separadores de entrada	19,91	20,16
Ib. H ₂ O/MMPCN de alimentación a los paquetes	42,81	43,12
Ib. H ₂ O/MMPCN en el gas tratado	2,80	2,78
Flujo másico del agua a los paquetes (lb/hora)	309,54	305,23
Tasa de glicol-agua (gal TEG/lb H ₂ O)	3	3
% P/P del TEG regenerado	98,83	98,83
Tasa de circulación total del TEG regenerado (gal/min)	17,45	17,45
Flujo másico total del TEG regenerado (lb/hora)	9.862,43	9.862,43
Flujo molar total del TEG regenerado (lbmol/hora)	65,68	65,68
Caudal total del agua retenida en el TEG regenerado (gal/min)	0,23	0,23
% P/P del TEG contaminado	95,39	95,40
Caudal total del agua en el TEG contaminado (gal/min)	0,81	0,80
Flujo másico total de TEG en el gas tratado (lb/hora)	14,59	11,05
Flujo másico total de agua en el gas tratado (lb/hora)	19,93	19,64
Flujo másico total de TEG en el gas de cola (lb/hora)	13,46	11,91
Flujo másico total de agua en el gas de cola (lb/hora)	291,07	286,46
Flujo másico del agua removida en los regeneradores (lb/hora)	4,86	48,82
Flujo másico total de agua en el gas de cola (lb/hora)	286,20	237,64

Fuente: Autor.

Tabla 4.31 Sistema de deshidratación del gas con 20,7% y 55,2% de agua.(Parte II: Condiciones operacionales)

Parámetros		20,7%	55,2%	
Presión de entrada del sistema (lpcm)		1.320	1.320	
Temperatura de entrada del sistema (°F)		110	110	
Presión de salida del sistema (lpcm)		1.300	1300	
Temperatura de salida del sistema (°F)		107,17	107,23	
N° de platos de la torre contactora		6	6	
Diámetro de la torre contactora (pulg)		69	69	
Presión de tope de la torre contactora		1.308,8	1.308,8	
Presión de fondo de la torre contactora		1.310	1.310	
N° de platos de la torre regeneradora		6	6	
Diámetro de la torre regeneradora (pulg)		31	31	
Presión de tope de la torre regeneradora		1,80	1,80	
Presión de fondo de la torre regeneradora		3,00	3,00	
Temperatura del rehervidor (°F)		400	400	
Temperaturas en el Intercambiador de entrada a la torre de regeneración (°F)	Tubo	Entrada	107,09	97,76
		Salida	200,00	200,00
	Carcasa	Entrada	340,61	341,92
		Salida	254,92	229,76
Temperaturas en el Intercambiador entre la torre de regeneración y el separador trifásico (°F)	Tubo	Entrada	265,65	260,92
		Salida	300,00	300,00
	Carcasa	Entrada	400,00	400,00
		Salida	340,64	341,92

Fuente: Autor.

4.3.3 Conclusiones

Los resultados de este trabajo permiten aseverar que las aminas disminuyen su reactividad con los gases ácidos en el siguiente orden MEA>DEA>MDEA.

La MEA y DEA requieren temperaturas por encima de sus puntos de ebullición a 10,8 lpcm (243 a 245 °F); para regenerar de forma eficiente la amina. Al incrementar la temperatura en el regenerador por encima de su punto de burbujeo se tendrán mayores pérdidas de amina y agua, lo cual incrementaría los costos y podría originar la inundación de la torre regeneradora, causando problemas operacionales.

Los resultados obtenidos indican que la cantidad de agua arrastrada por el gas tratado se incrementa al utilizar las aminas primarias o secundarias, esto se debe a la capacidad de hidratación de las mismas. Además se obtendrán mayores pérdidas al utilizar la MEA, debido a su mayor presión de vapor.

Según los resultados derivados de esta investigación para la composición de entrada de las NIF I y II, no es factible la utilización de una sola amina para la remoción de los gases ácidos, debido a que el gas obtenido no estaría bajo las especificaciones establecidas ($\text{CO}_2 < 3\%$ molar).

La mezcla de MDEA-MEA, propicia una adecuada separación de los gases ácidos (CO_2 y H_2S) del gas tratado, disminuyendo el porcentaje de gases ácidos en valores menores a los establecidos como límite y obteniéndose una regeneración eficiente, por lo cual el nuevo diseño funcionó de forma eficaz.

La colocación del enfriador y separador de salida del paquete de endulzamiento disminuye el arrastre de amina y agua hacia el sistema de deshidratación.

La regeneración de la MDEA-MEA se lleva a cabo a 8 lpcm y 241,2 °F, reduciendo la pérdida de la solución.

La disminución de la presión en el rehervidor, ocasionó la utilización de una temperatura menor en el mismo, lo cual contribuye a disminuir los gastos energéticos requeridos para suministrar calor a la mezcla de amina en el regenerador.

El proceso de deshidratación bajo las condiciones planteadas mediante trietilenglicol fue logrado de forma eficiente, donde se disminuyó el contenido de agua en el gas tratado, obteniéndose un valor inferior al 3 lbH₂O/MMPCN de gas.

Durante la regeneración del TEG, la mayor cantidad de agua se remueve en el separador debido al incremento de la temperatura surgida en el segundo intercambiador de calor ubicado entre el regenerador y el separador.

Al incrementarse el corte de agua en la entrada de las nuevas instalaciones, originará que en sistema de deshidratación se condensaran líquidos en el separador de salida.

4.3.4 Recomendaciones

Se debe tener un buen filtrado antes de la etapa de endulzamiento, para evitar problemas operacionales como la formación de espuma.

Crear nuevos aditivos que incrementen la velocidad de reacción de la metildietanolamina para una efectiva remoción del dióxido de carbono, este aditivo debe ser compatible con la amina y no debe degradarse a las temperaturas de operación.

Realizar un modelo dinámico de las nuevas instalaciones, este modelo debe contener el diseño automatizado, con los equipos y redes de tuberías.

La temperatura del rehervidor de aminas debe ser cercana al punto de burbujeo.

Se debe evitar el contacto de la amina con el oxígeno, por ello se requiere la inyección de un gas inerte (como el nitrógeno) en el tanque de mezclado y en el acumulador.

En el rehervidor de trietilénglicol no se debe operar a temperaturas mayores a 404 °F.

Para la fabricación de los equipos y tuberías del sistema de endulzamiento, se debe utilizar acero inoxidable.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARIAS, F. 2006. El proyecto de investigación. Introducción a la metodología científica. (4ta ed.). Editorial Episme. Caracas-Venezuela.
- ASPEN TECHNOLOGY. 2009. Aspen HYSYS Simulation Basis. Aspen Technology, Inc. Burlington-USA.
- DAVIS. J. 2009. Thermal Degradation of Aqueous Amines Used for Carbon Dioxide Capture. Trabajo de ascenso para doctor en filosofía (Ph.D). Universidad de Texas, Austin.
- FREEMAN, S. 2011. Thermal Degradation and Oxidation of Aqueous Piperazine for Carbon Dioxide Capture. Trabajo de ascenso para doctor en filosofía (Ph.D). Universidad de Texas, Austin.
- GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. 2004. Engineering data book. Oklahoma. USA.
- GUZMÁN, N. 2003. Evaluación de la capacidad del sistema de recolección y separación gas-líquido entre el Campo El Furrial y El Complejo Jusepín. Trabajo de grado de ingeniería no publicado, Universidad de Oriente, Núcleo Monagas.
- HIMMELBLAU, D. & BISCHOFF, K. 1997. Análisis y simulación de procesos. Editorial Reverté S.A., Barcelona-España.

- LYONS, W. 1996. Standard Handbook of petroleum & Natural Gas Engineering. Editorial Gulf Professional Publishing. Texas-USA.
- MARTÍNEZ, M. 1994. Ingeniería de gas. Principios y aplicaciones. (6^{ta} ed.) Editorial Ingenieros Consultores y Asociados, S.A., Maracaibo-Venezuela.
- MARTÍNEZ, M. 1994. Endulzamiento del gas natural. Editorial Ingenieros Consultores y Asociados, S.A., Maracaibo-Venezuela.
- MOKHATAB, S. POE, W. Y SPEIGHT, J. 2006. Handbook of natural gas transmission and processing. Editorial Gulf Professional Publishing. Vermont-USA.
- PETRÓLEOS DE VENEZUELA S.A., 2006. Ficha técnica de Estudios integrados de yacimiento.
- TOWLER, G. Y SINNOTT, R. 2008. Chemical engineering design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Editorial Butterworth-Heinemann. Burlington-USA.
- XU, QING. 2011. Thermodynamics of CO₂ Loaded Aqueous Amines. Trabajo de ascenso para doctor en filosofía (Ph.D). Universidad de Texas, Austin.
- VALLEJO, A. 2006. Determinación del esquema óptimo de producción de las nuevas instalaciones de superficie del Campo El Furrial (NIF), Estado Monagas. Trabajo de grado de ingeniería no publicado, Universidad de Oriente, Núcleo Monagas.

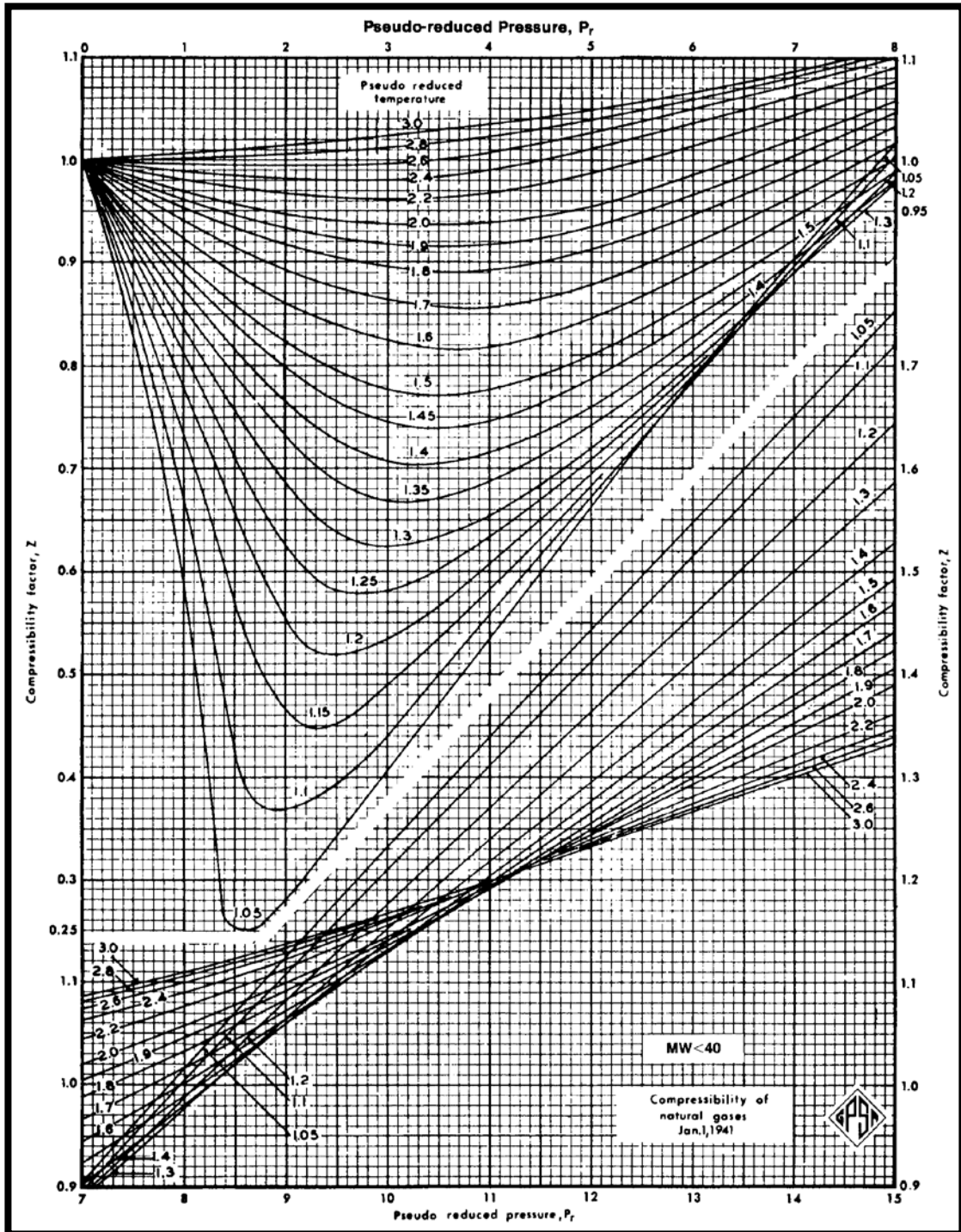


APÉNDICES



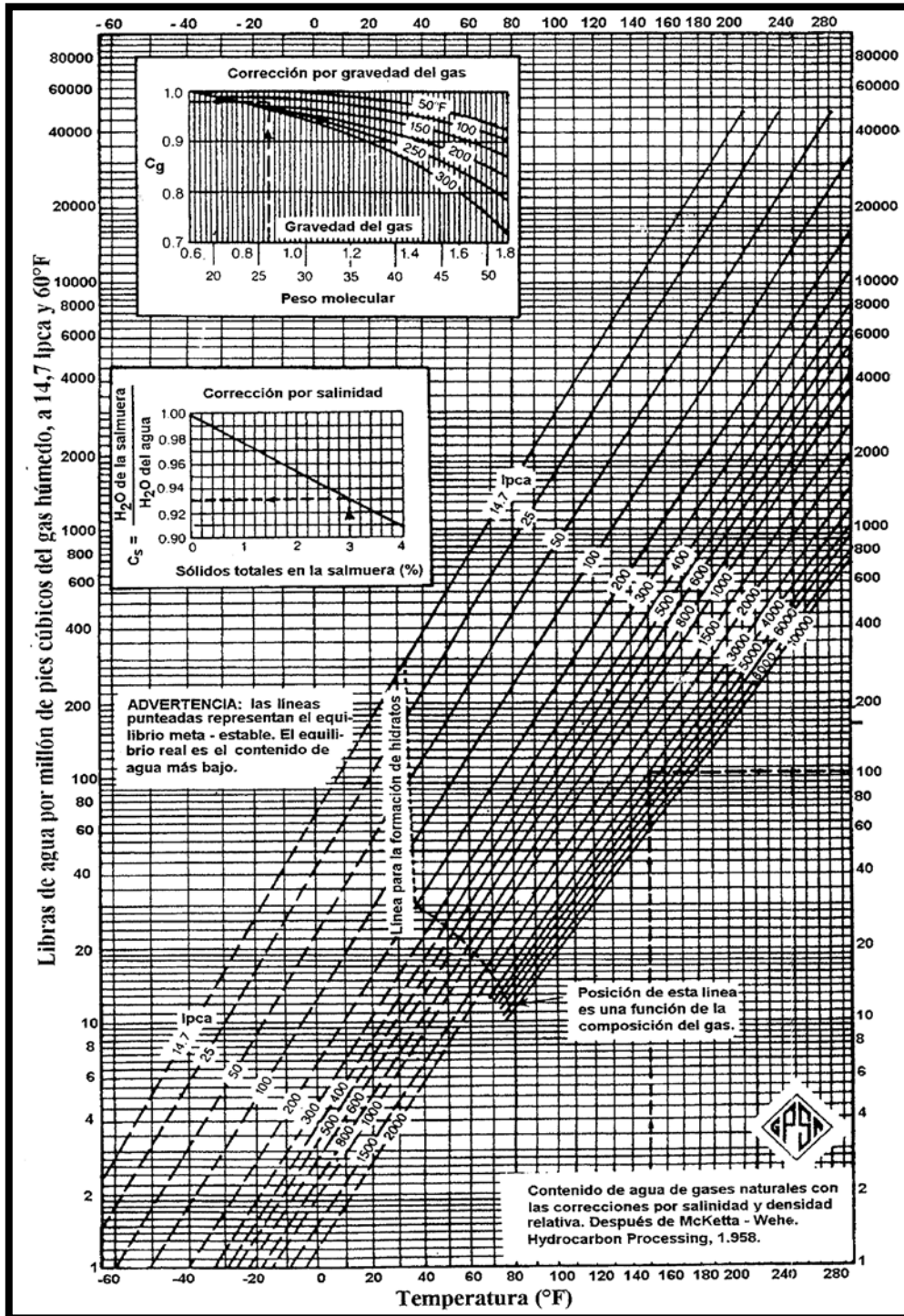
APÉNDICE A

Propiedades físicas de los gases.



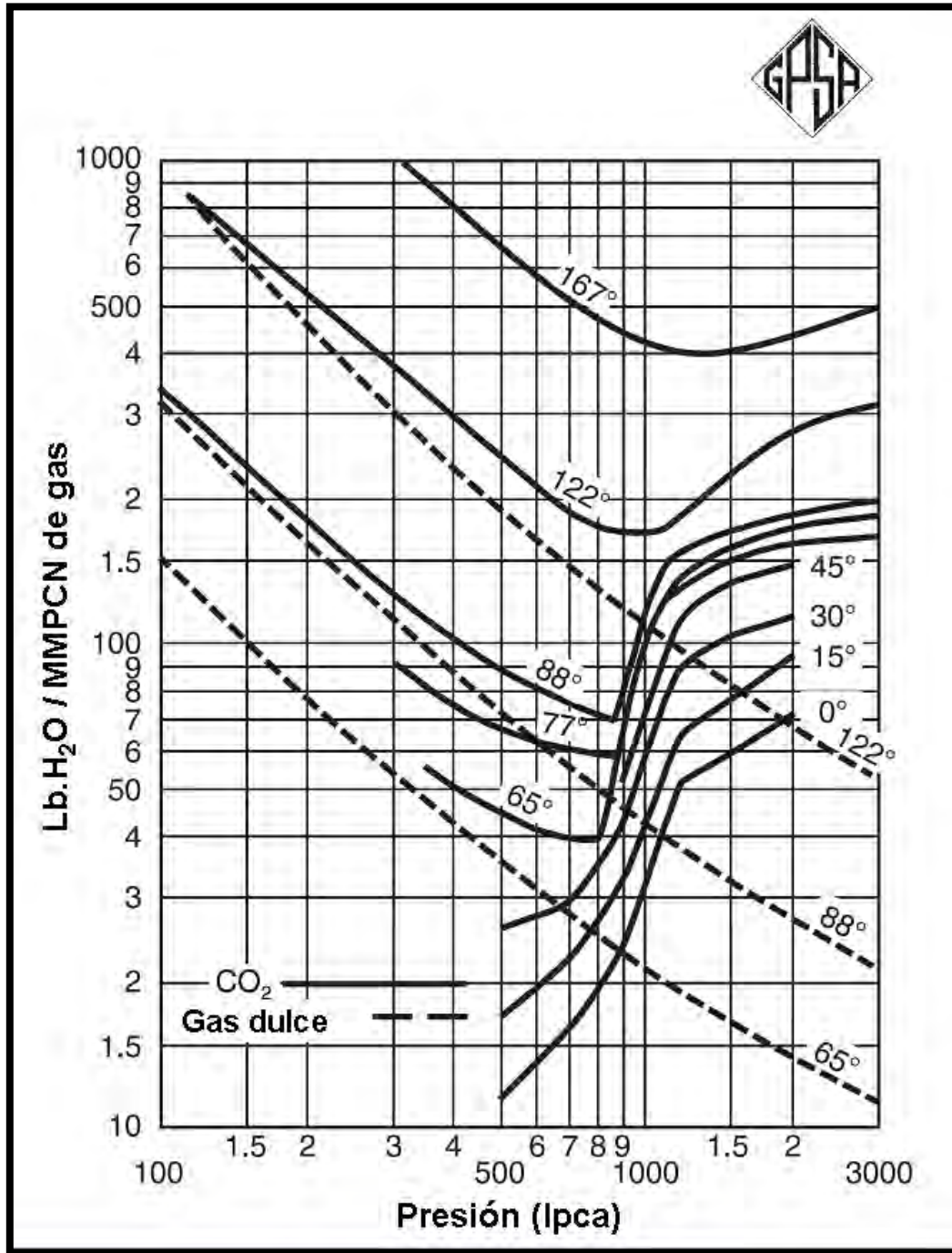
Gráfica A-1 Factor de compresibilidad de los gases por Standig y Katz.

Fuente: GPSA.



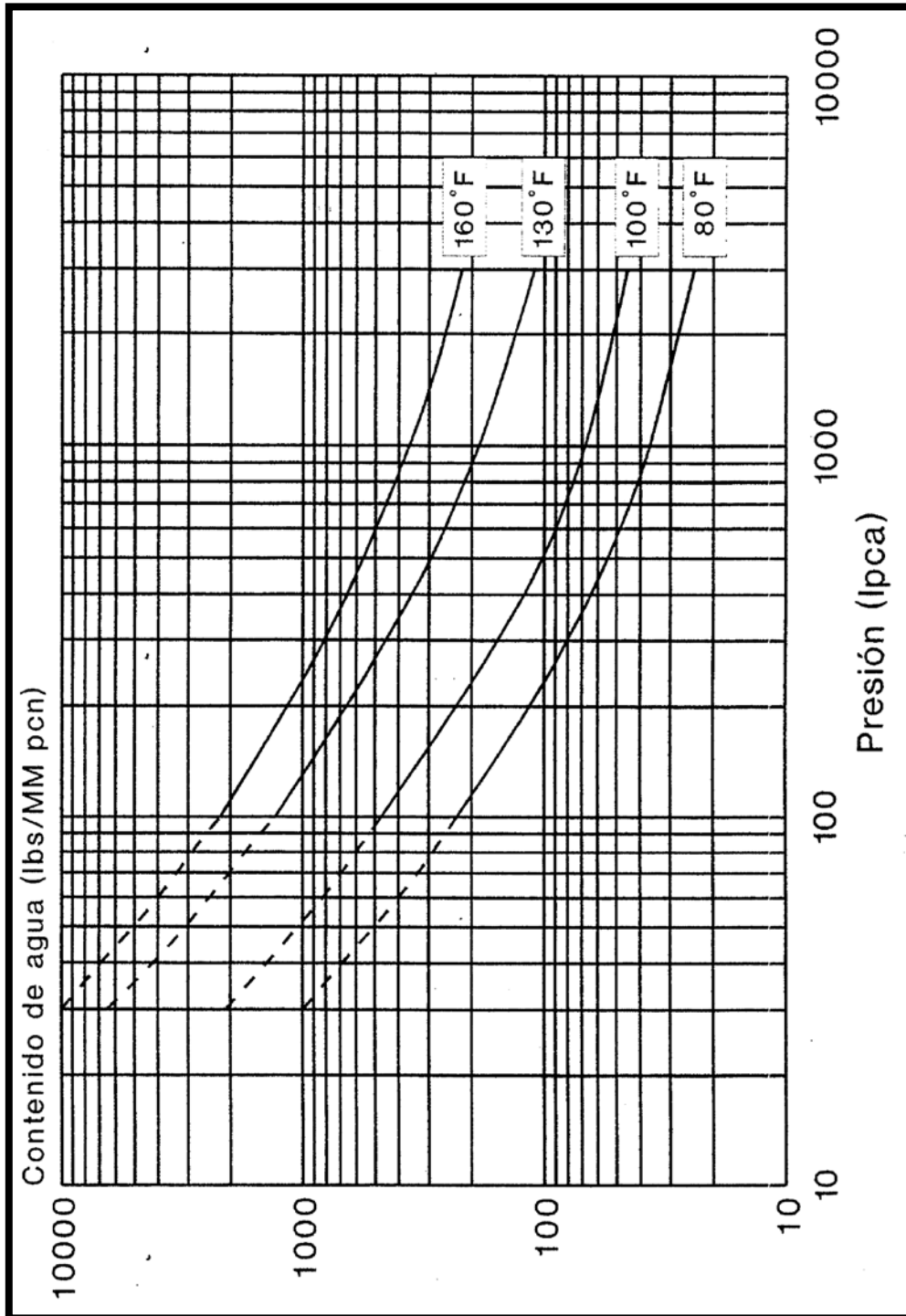
Gráfica A-2 Contenido de agua en el gas natural (Gráfica de Mcketta).

Fuente: GPSA.



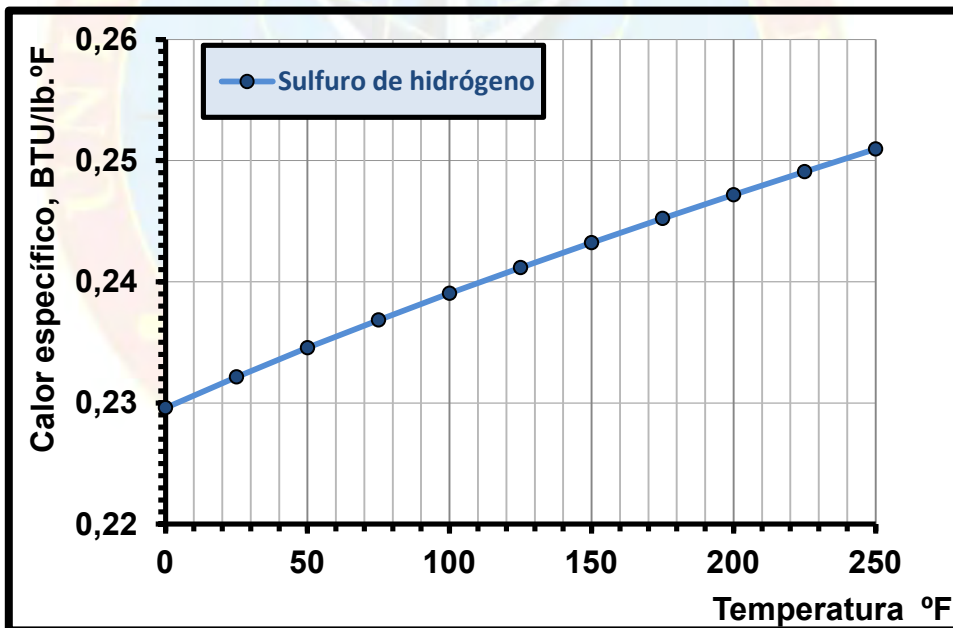
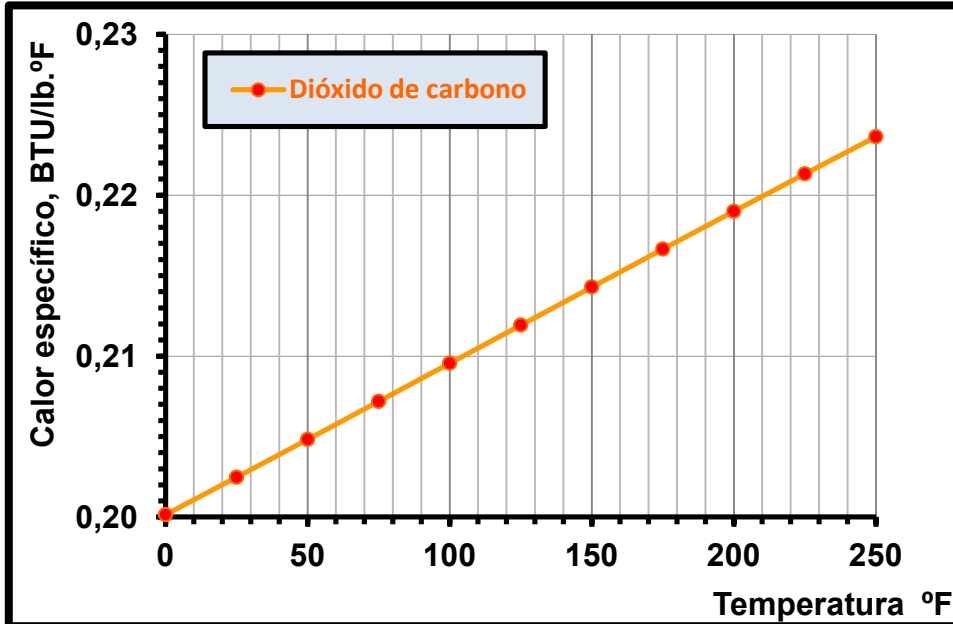
Gráfica A-3 Contenido de agua en el dióxido de carbono.

Fuente: GPCSA.



Gráfica A-4 Contenido de agua en el sulfuro de hidrógeno.

Fuente: Ingeniería de gas, principios y aplicaciones (Marcias Martinez).



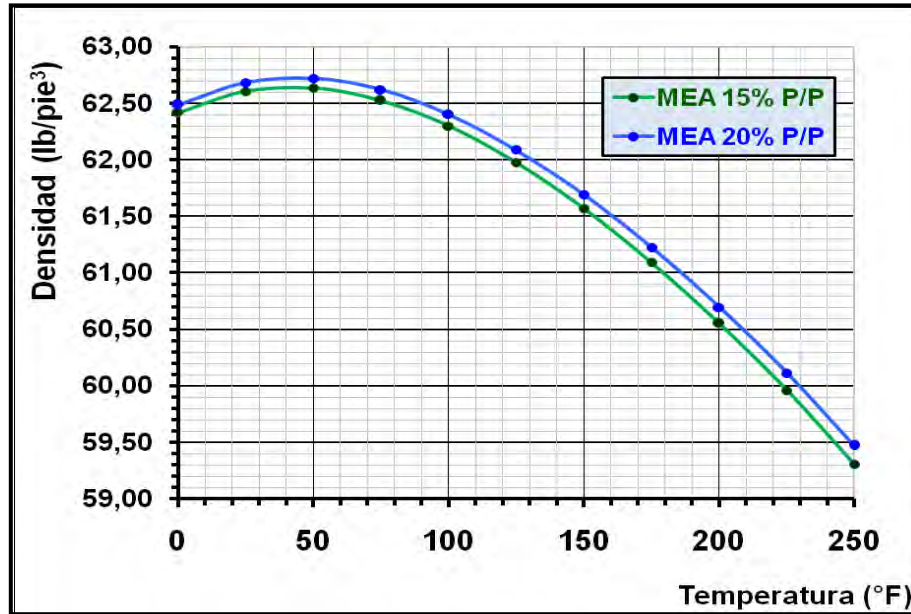
Gráfica A-5 Calores específicos del CO₂ y H₂S.

Fuente: Simulador.



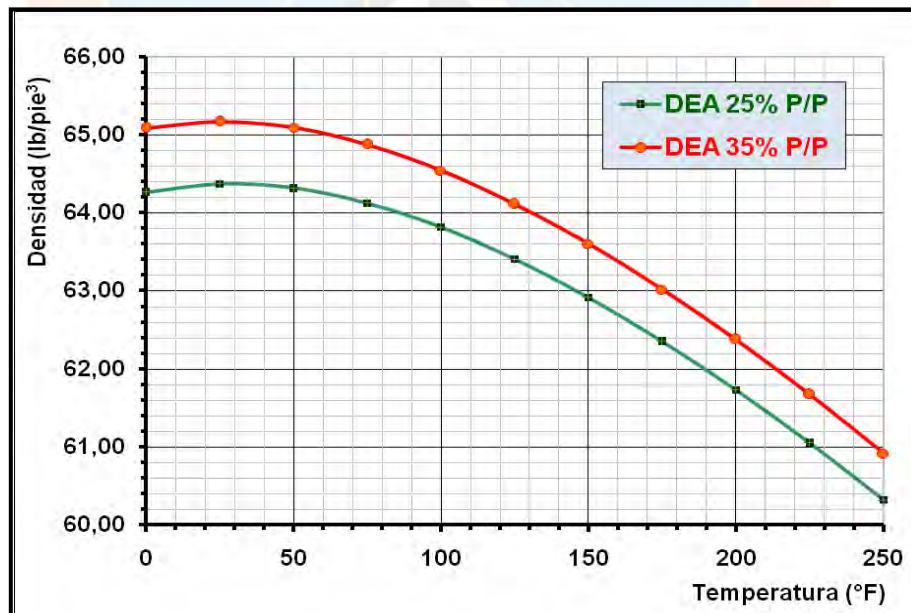
APÉNDICE B

**Propiedades físicas de las aminas (MEA, DEA, MDEA) y del
Trietilenglicol (TEG).**



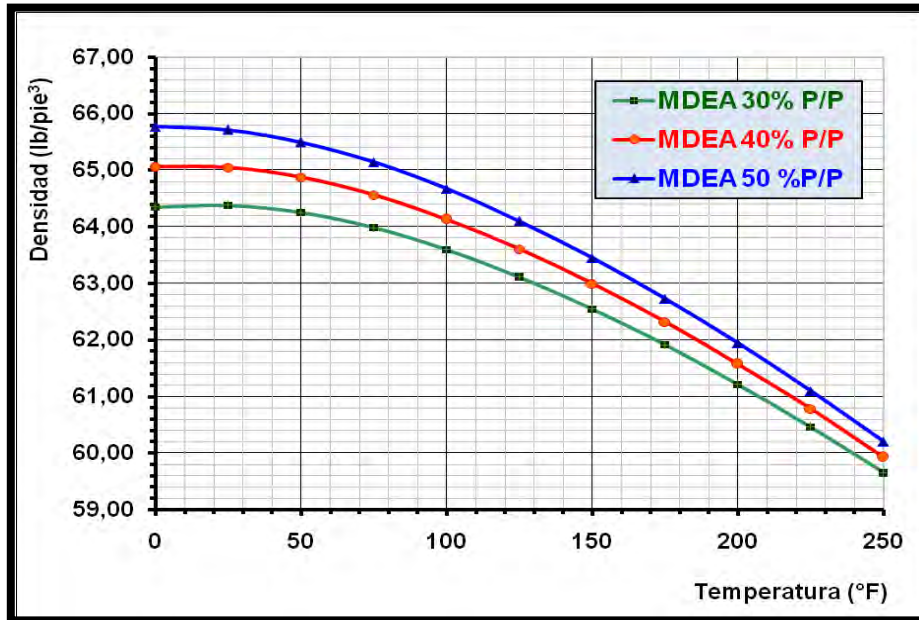
Gráfica B-1 Densidad de las MEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



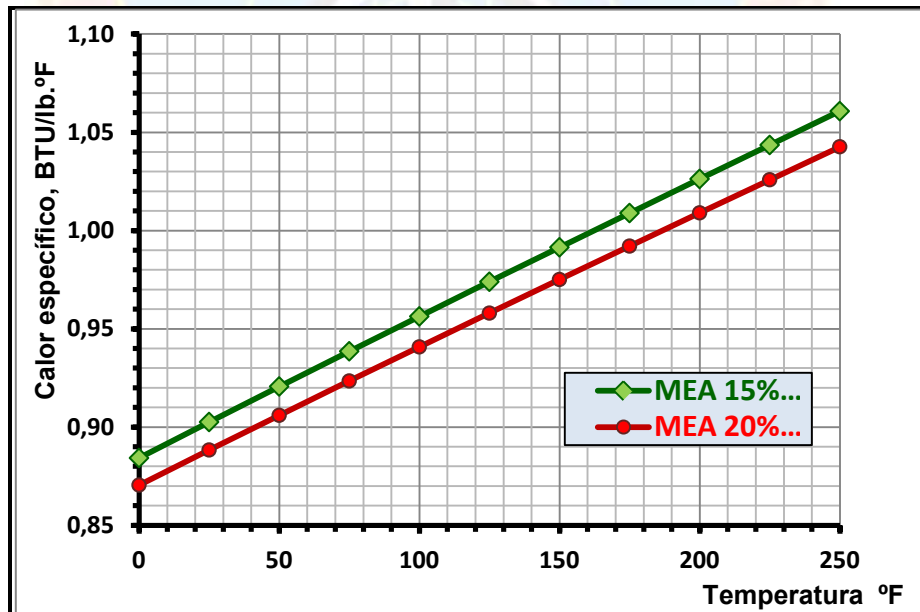
Gráfica B-2 Densidad de las DEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



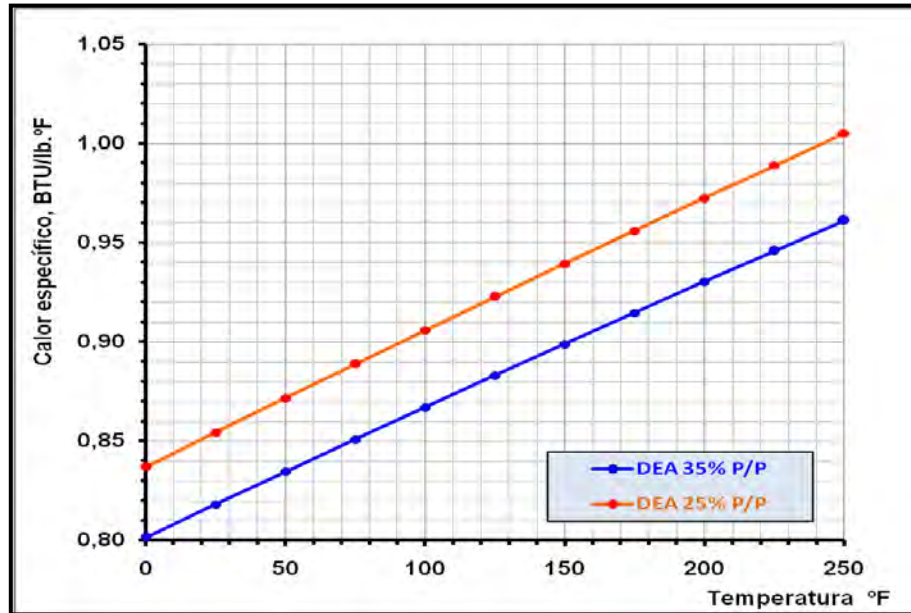
Gráfica B-3 Densidad de las MDEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



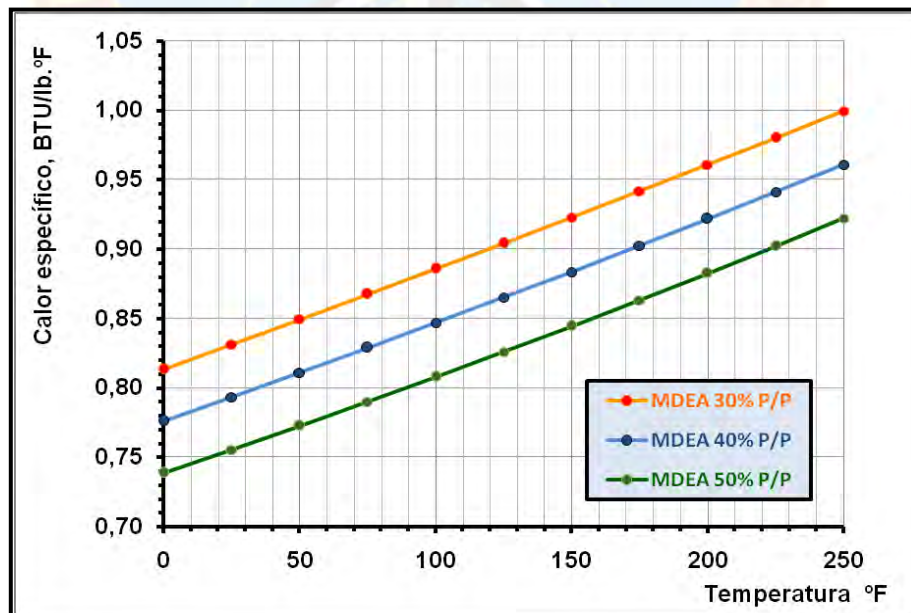
Gráfica B-4 Calor específico de las MEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



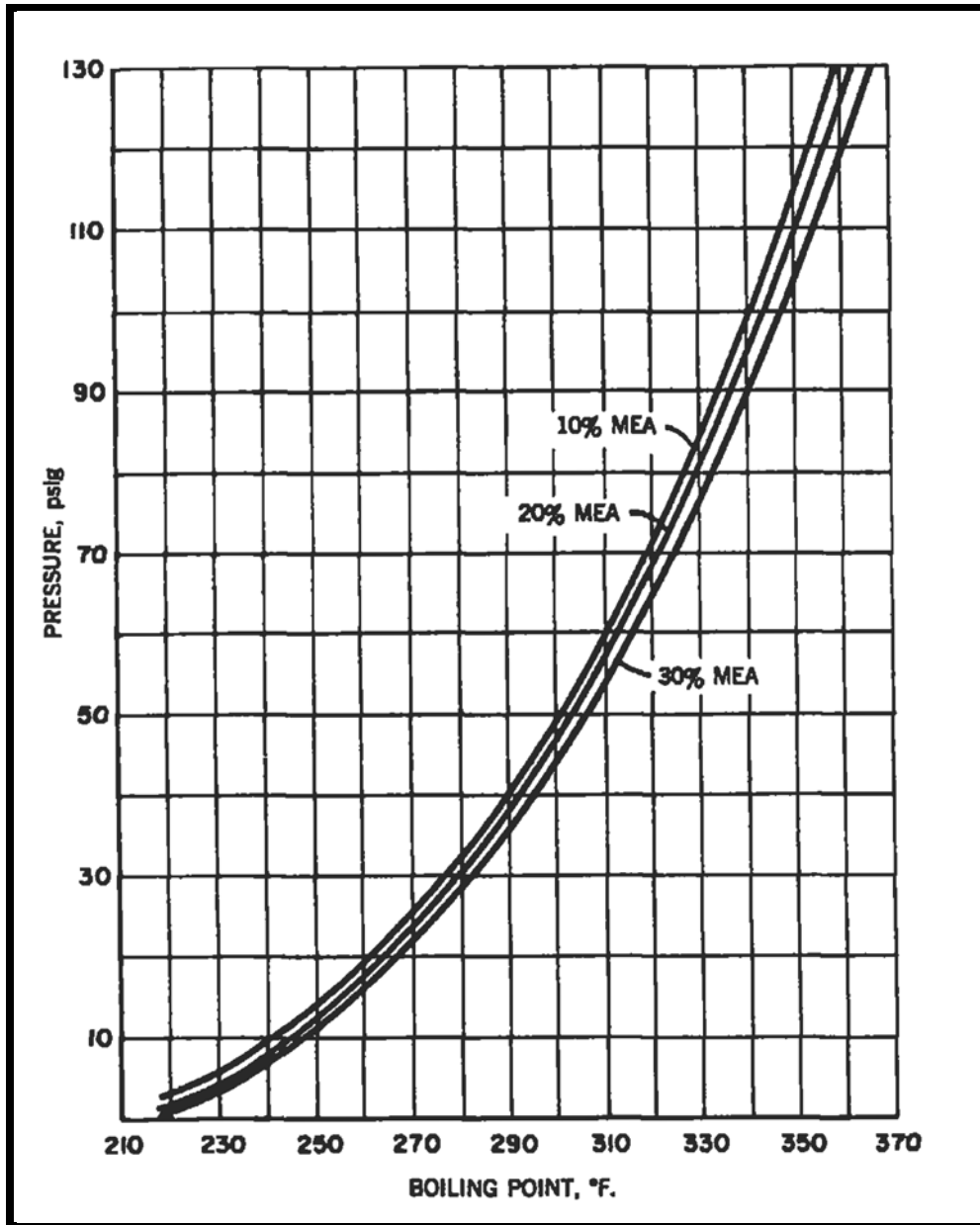
Gráfica B-5 Calor específico de las DEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



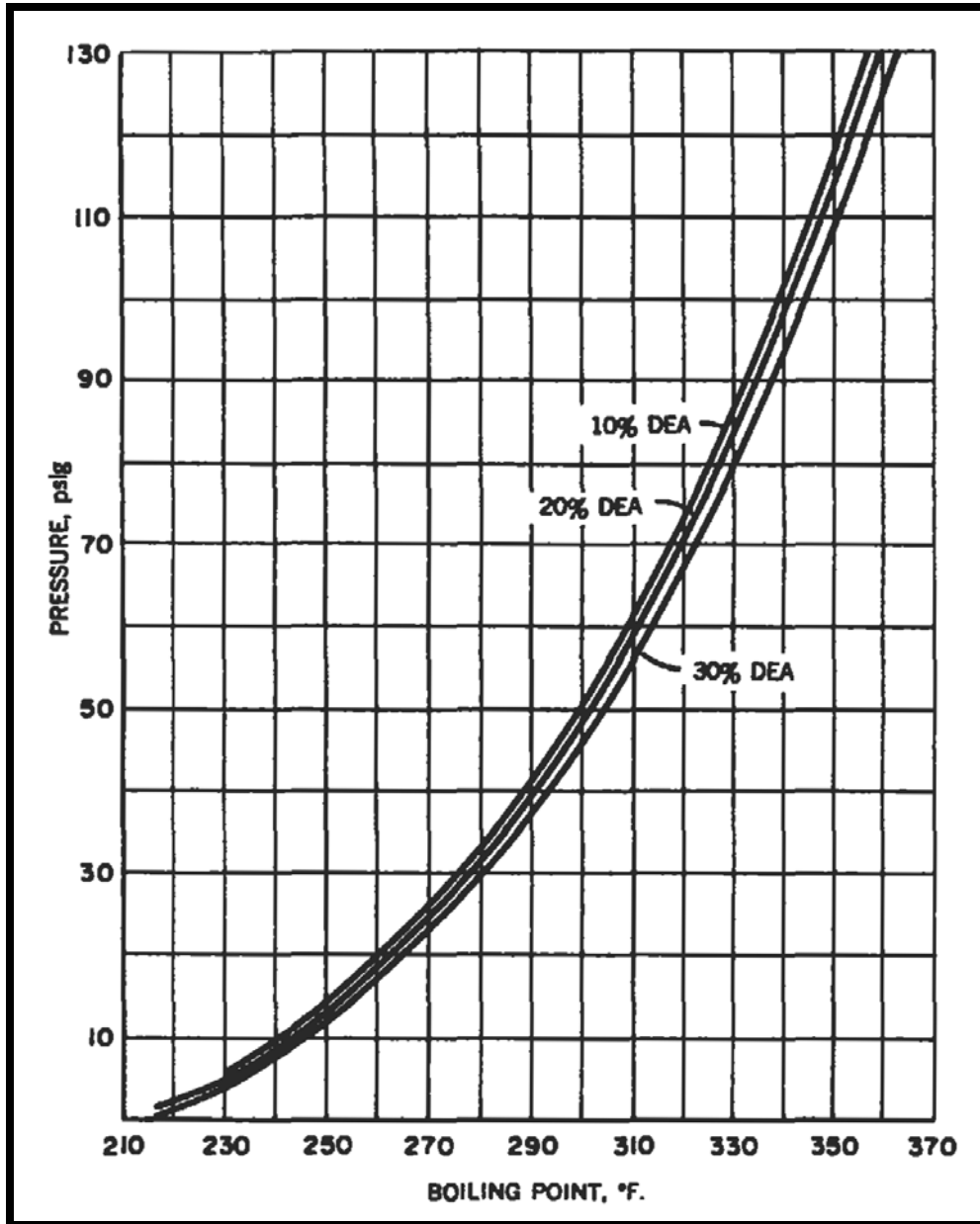
Gráfica B-6 Calor específico de las MDEA en función de la temperatura.

Fuente: Simulador.



Gráfica B-7 Puntos de burbujeo de la MEA a diferentes concentraciones.

Fuente: Gas purification (Arthur Kohl y Richard Nielsen).



Gráfica B-8 Puntos de burbujeo de la DEA a diferentes concentraciones.

Fuente: Gas purification (Arthur Kohl y Richard Nielsen).

Tabla B-1 Compuestos de degradación de las aminas.

MEA	DEA	MDEA ^M
2-Oxadolidona ^P	3-(2-Hidroxietyl) oxazolidona (HEO) ^{P y S}	DEA Oxadolidona
1-(2-Hidroxietyl)-2-Imidazolidona (HEIA) ^P		3-(2-Hidroxietyl) oxazolidona (HEO)
N-(2-Hidroxietyl)-Etilendiamina (*HEEDA) ^P		Dímero de DEA
N,N'-Di (Hidroxietyl) Urea (DHU) ^Y	N,N,N'-tris (2Hidroxietyl) etilen-diamina (*THEED) ^{P y S}	Bicina
Trímero de MEA ^D		Oxido de etileno
		HidroxietylSarcosina (HES)
		Trietanolamina
Urea cíclica de trímero de MEA ^D	N,N,-bis (2Hidroxietyl) piperazina (HEP) ^{P y S}	Metanol
Quatramer de MEA ^D		Bis hidroxi-etilpiperazina (BHEP)
		Trimetilamina
Urea cíclica de Quatramer de MEA ^D	Bis hidroxi-etilpiperazina (BHEP) ^{P y S}	Etilénglicol
		Metil-morfolina
		1-4-Dimetil piperazina

Fuentes: D = Jason Daniel Davis.

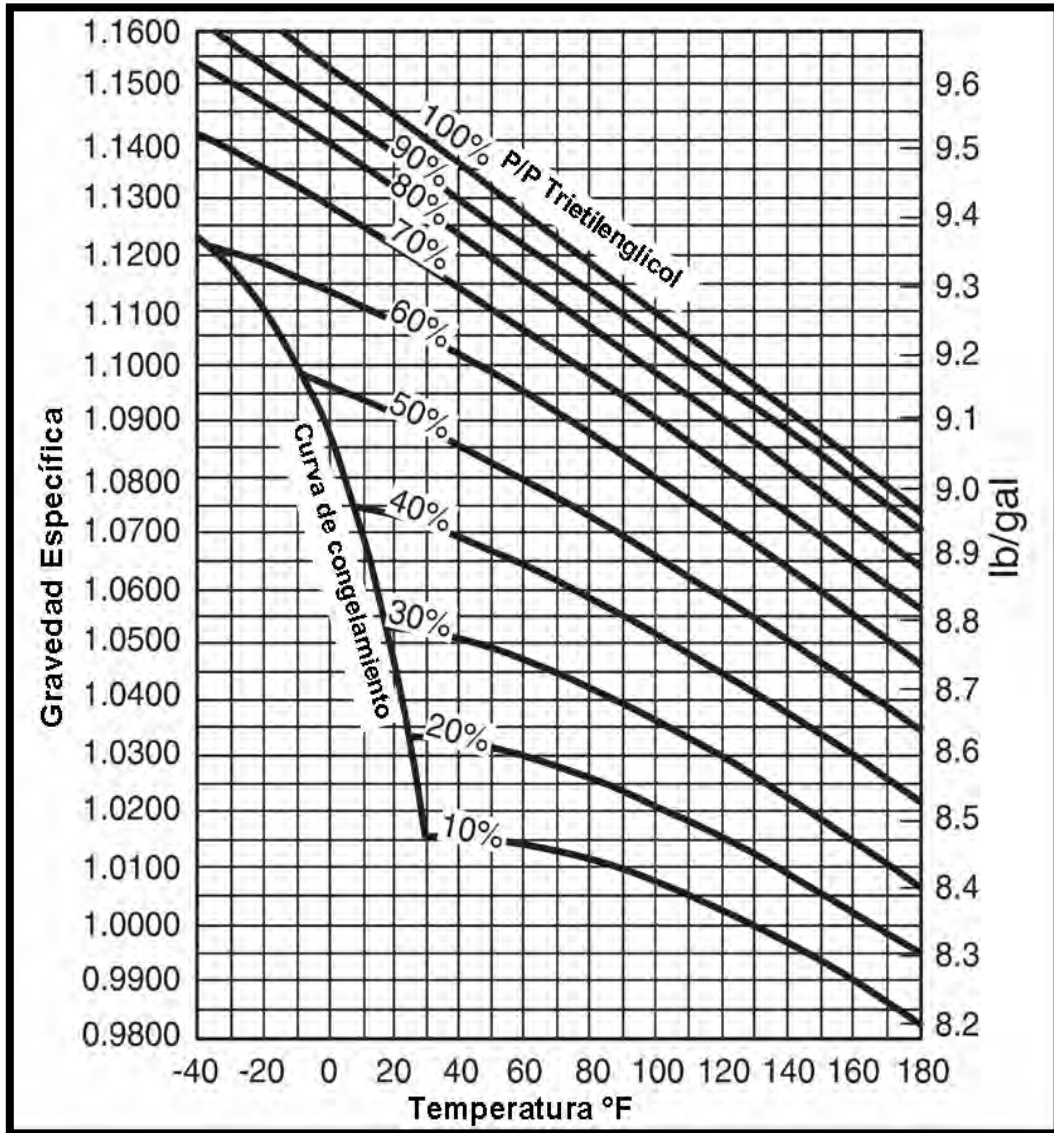
P = Polderman.

P y S = Polderman y Steal.

Y = Yazvikova.

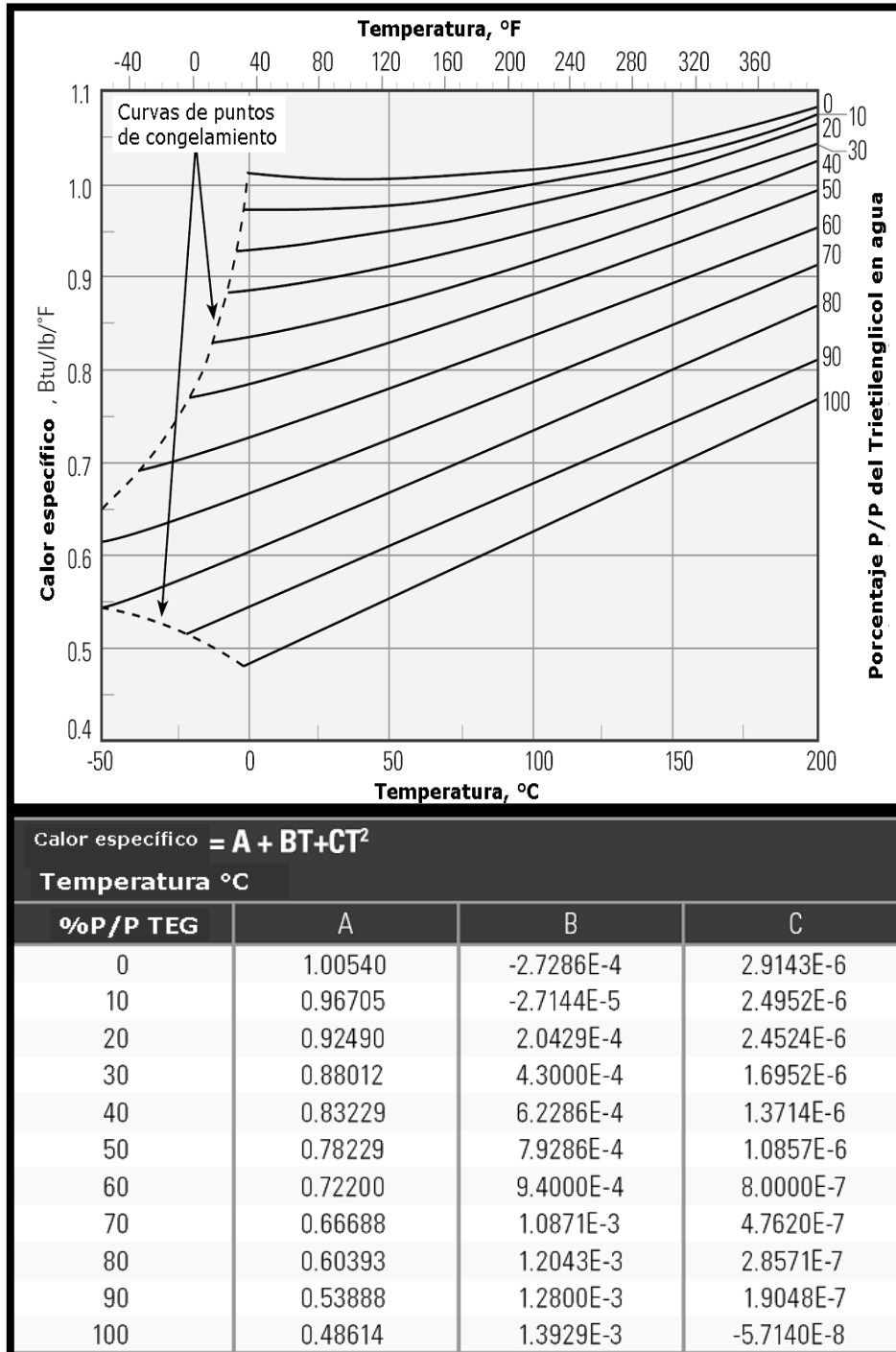
M = Meisen.

*Compuestos corrosivos.



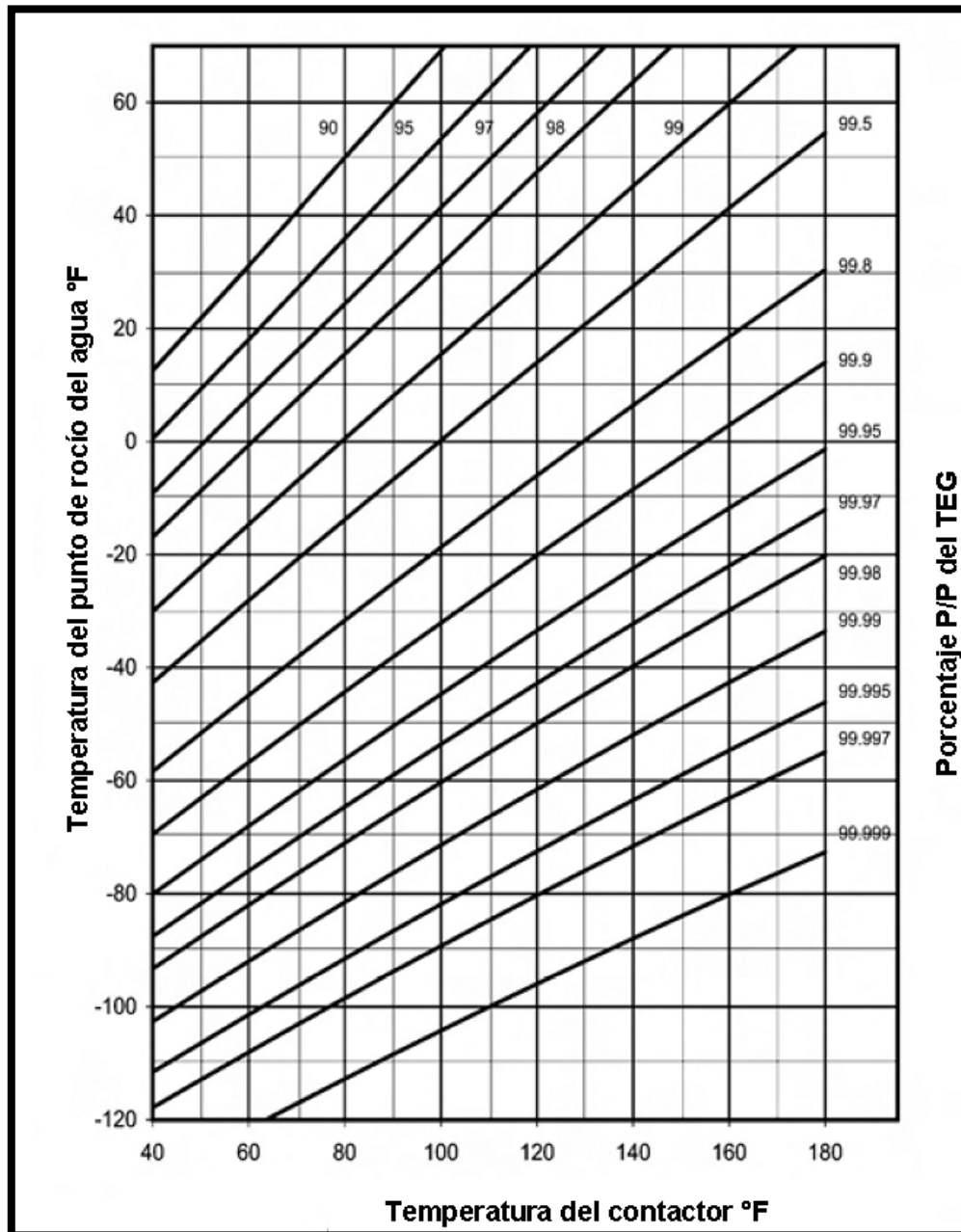
Gráfica B-9 Gravedad específica en función de la temperatura en la solución de Trietilenglicol.

Fuente: GPSA.



Gráfica B-10 Calor específico en función temperatura en la solución de TEG.

Fuente: GPSA.



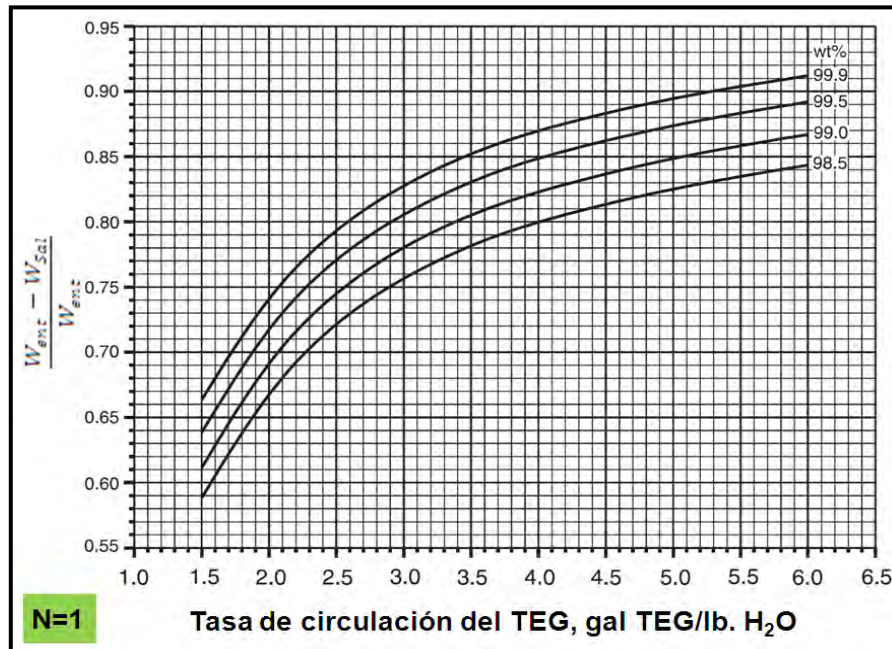
Gráfica B-11 Temperatura del punto de rocío en función de la temperatura en diversas concentraciones de TEG.

Fuente: GPSA.

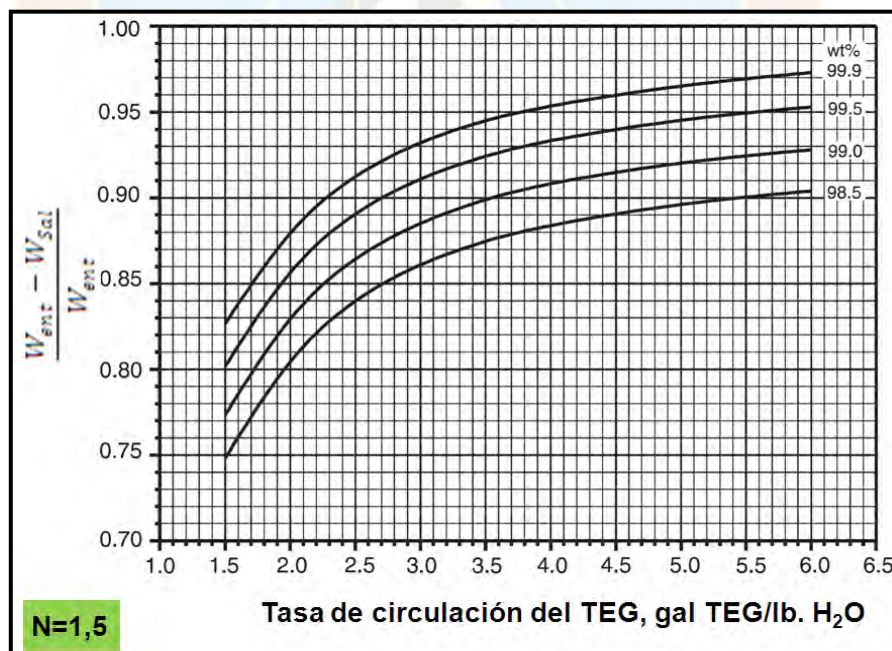


APÉNDICE C

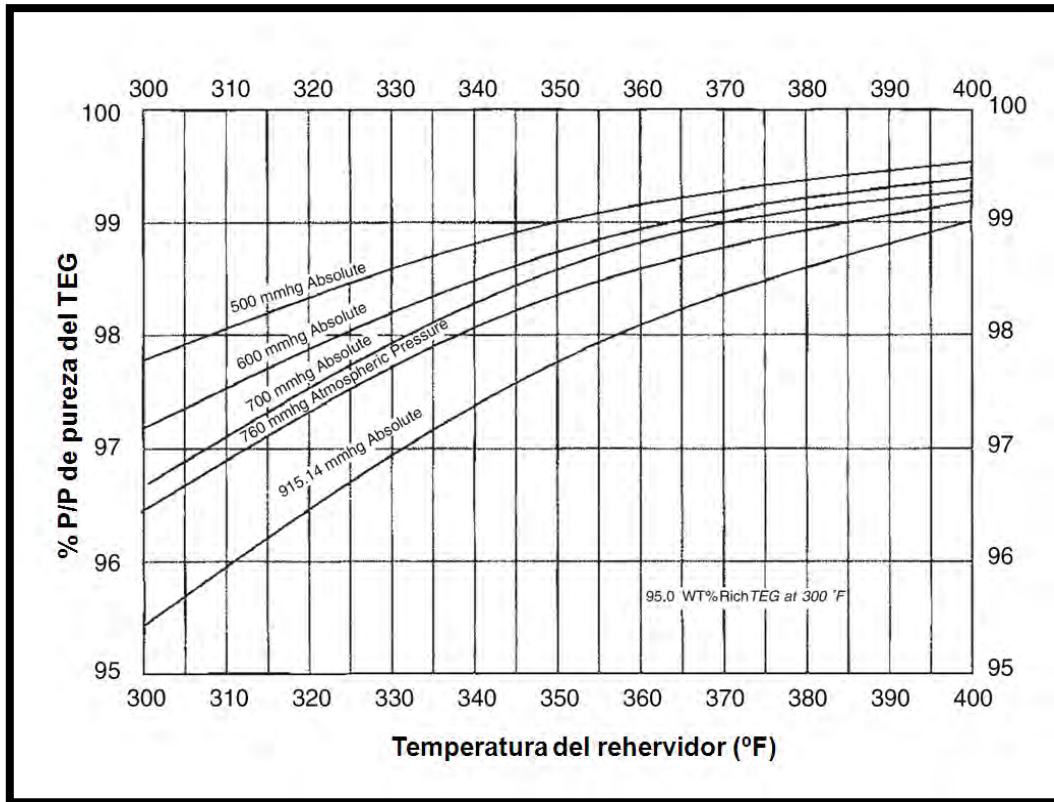
Gráficas para el diseño de los sistemas de deshidratación.



Gráfica C-1 Agua removida en función de la tasa de circulación de TEG a diversas concentraciones de TEG (N=1)
Fuente: GPSA



Gráfica C-2 Agua removida en función de la tasa de circulación de TEG a diversas concentraciones de TEG (N=1,5)
Fuente: GPSA

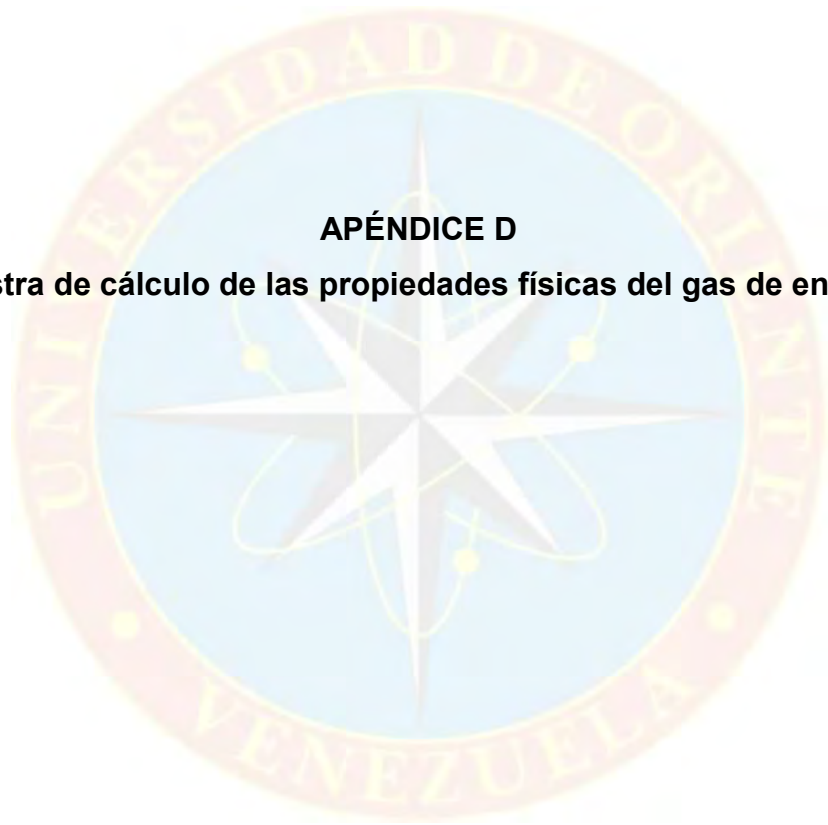


Gráfica C-4 Porcentaje de pureza en la concentración de TEG en función de la temperatura del hervidor, a varias presiones.

Fuente: Handbook of natural gas transmission and processing.

APÉNDICE D

Muestra de cálculo de las propiedades físicas del gas de entrada.



El primer paso al diseñar un sistema de endulzamiento es caracterizar el caudal de alimentación de la misma, partiendo inicialmente de la composición del gas obtenida de pruebas de laboratorio y su flujo ya sea molar, másico o volumétrico. Los cálculos de las propiedades físicas del gas presentados a continuación fueron realizados para el corte de agua de 20,7%.

A. Peso molecular

El peso molecular aparente puede calcularse a partir de la composición molar de la mezcla y los pesos moleculares individuales de los componentes, utilizando la ecuación 3.1, se determinó los pesos moleculares para ambos cortes de agua, cuando la producción tiene un corte de 20,7% el peso molecular del gas que entra al sistema de endulzamiento es 24,66 lb/lbmol.

$$PM = (0,0018958 \times 18,015) + (0,000090 \times 34,082) + \dots + y_n \times T_{cn}$$

$$PM_{\text{mín corte}} = 24,66 \text{ lb/lbmol}$$

B. Calculo del factor de compresibilidad Z

De las gráficas 4.1 y 4.2 se obtienen las composiciones molares, y las presiones y temperaturas críticas se encuentran en el libro “Ingeniería de gas. Principios y aplicaciones” de Marcías Martínez, aplicando las ecuaciones 3.2 y 3.3 se determinan las propiedades pseudocríticas de cada componente:

$$T(R) = T(^{\circ}F) + 460$$

$$T_{SC} = (0,0018958 \times 1165,11 \text{ R}) + (0,000090 \times 672,4 \text{ R}) + \dots + y_n \times T_{C_n}$$

$$T_{SC} = 434,2966 \text{ R}$$

$$P_{SC} = (0,0018958 \times 3200,1 \text{ lpca}) + (0,000090 \times 1300 \text{ lpca}) + \dots + y_n \times P_{C_n}$$

$$P_{SC} = 693,8326 \text{ lpca}$$

Corrigiendo por Wichert y Aziz, mediante la ecuación 3.4:

$$A = X_{CO_2} + X_{H_2S} = 0,0803841 + 0,000099 = 0,0804931$$

$$B = X_{H_2S} = 0,000099$$

$$F_{SK} = 120(0,0804931^{0,9} - 0,0804931^{1,6}) + 15(0,000099^{0,5} - 0,000099^4)$$

$$F_{SK} = 10,435574$$

Utilizando las ecuaciones 3.5 y 3.6 de la siguiente forma:

$$T'_{SC} = 434,2966 - 10,435574 = 421,531273 \text{ R}$$

$$P'_{SC} = \frac{693,8326 \times 421,531273}{434,2966 + [0,000099 \times (1 - 0,000099) \times 10,435574]}$$

$$P'_{SC} = 678,161160 \text{ lpca}$$

La temperatura y presión seudorreducidas (T_{sr} y P_{sr}) se calculan mediante las ecuaciones 3.7 y 3.8:

$$T_{sr} = \frac{(120^{\circ}\text{F} + 460)\text{R}}{421,531273 \text{ R}} = 1,375936 P_{sr} = \frac{(1340 \text{ lpcm} + 14,7) \text{ lpca}}{678,161160 \text{ lpca}}$$

$$= 2,002031$$

Con la gráfica A-1, se intercepta la presión y temperatura seudorreducidas y se lee el valor del factor Z, el cual ante estas condiciones tiene un valor aproximado de 0,74.

$$Z = 0,74$$

C. Densidad

Utilizando la ecuación 3.9 y sustituyendo los valores anteriormente hallados:

$$\rho_g = \frac{24,66 \text{ lb/lbmol} \times (1340 + 14,7) \text{ lpca}}{0,74 \times 10,732 \frac{\text{lpca} \times \text{pie}^3}{\text{R} \times \text{lbmol}} \times (120 + 460)\text{R}}$$

$$\rho_g = 7,25 \text{ lb/pie}^3$$

D. Contenido de agua en el gas ácido (W_{cGA}):

Se determina con la ecuación 3.10, donde el contenido de agua en el gas natural se halla con la gráfica A-2 (Gráfica de Mcketta), mientras que el contenido de agua en el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, se encuentra con las gráficas A-3 y A-2.

$$W_{cGA} = (0,919517 \times 90) + (0,0803841 \times 180) + (0,000099 \times 70)$$

$$W_{cGA} = 97,23 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCN}}$$

Otra forma de calcularla es mediante la ecuación 3.15, una vez encontrado el flujo másico, se calcula el flujo molar total, para determinar la cantidad de agua en lb/día.

$\dot{m} = 505658$ lb/hora (Este valor fue el obtenido por el simulador).

$$\dot{n}_{total} = \frac{505\,658 \text{ lb/hora}}{24,66 \text{ lb/lbmol}} = \mathbf{20\,505 \text{ lbmol/hora}}$$

$$\dot{n}_{H_2O} = 20\,505 \text{ lbmol/hora} \times 0,0018958 = \mathbf{38,8734 \text{ lbmol/hora}}$$

$$\dot{n}_{H_2O} = 38,8734 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ Día}} = \mathbf{932,9616 \frac{\text{lbmol}}{\text{Día}}}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 932,9616 \frac{\text{lbmol}}{\text{Día}} \times 18,015 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} = \mathbf{16807,30 \frac{\text{lb}}{\text{Día}}}$$

Se determina el caudal de gas a condiciones de operación por la ecuación 3.20, (llevándola a días) y después se determina el caudal por la ecuación 3.19.

$$Q_{op} = \frac{20\,505 \text{ lbmol/hora} \times 24,66 \text{ lb/lbmol}}{7,25 \text{ lb/} \pi \text{e}^3} \times \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ Día}} = \mathbf{1\,673\,887 \text{ PCD}}$$

$$Q_{cn} = \frac{1\,673\,887 \text{ } \pi \text{e}^3 / \text{Día} \times 520 \text{ R} \times (1340 + 14,7) \text{ lpca}}{0,74 \times 14,7 \text{ lpca} \times (120 + 460) \text{ R}}$$

$$Q_{cn} = 186\,894\,088 \text{ PCND}$$

Una forma más simple es determinándolo por la ecuación 3.18.

$$Q_{cn} = 20\,505 \text{ lbmol/hora} \times 379,48 \frac{\text{pie}^3}{\text{lbmol}} \times \frac{24 \text{ hora}}{1 \text{ Día}} = 186\,749\,698 \text{ PCND}$$

Mientras que por el simulador se obtiene: $Q_{cn} = 186\,753\,365 \text{ PCND}$

Se procede a calcular el contenido de agua en el gas ácido:

$$W_{GA} = \frac{16807,30 \frac{\text{lb}}{\text{Día}}}{186,894\,088 \frac{\text{MMPCN}}{\text{Día}}} = 89,93 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCN}}$$

$$W_{GA} = 89,93 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCN}}$$

Este último procedimiento se puede utilizar para calcular este parámetro con valores del simulador, debido a que el mismo no lo muestra directamente.

E. Contenido líquido

Con la ecuación 3.21 se estima este parámetro, utilizando la densidad líquida (lb/gal) a condiciones normales, ubicadas en las tablas del libro "Ingeniería de gas. Principios y aplicaciones" de Marcías Martínez, multiplicadas por su respectiva fracción molar.

$$GPM_{3+} = \frac{1000}{379,6} (0,0743347 \times 10,433 + 0,0127498 \times 11,937 + \dots + y_n \times \rho_n)$$

$$GPM_{3+} = 3,95$$

F. Valor calorífico neto y total

Hallados mediante la ecuación 3.22 y las tablas contenidas en el libro "Ingeniería de gas. Principios y aplicaciones" de Marcías Martínez, donde se considera cero a los valores caloríficos del N₂, H₂O y CO₂.

$$VC_{neto} = 0,000099 \times 586,8 + 0,6776486 \times 909,4 + \dots + y_n \times VC_n$$

$$VC_{neto} = 1149,37 \text{ BTU/lb}$$

$$VC_{total} = 0,000099 \times 637,1 + 0,6776486 \times 1010 + \dots + y_n \times VC_n$$

$$VC_{total} = 1264,14 \text{ BTU/lb}$$

G. Presión parcial del gas ácido

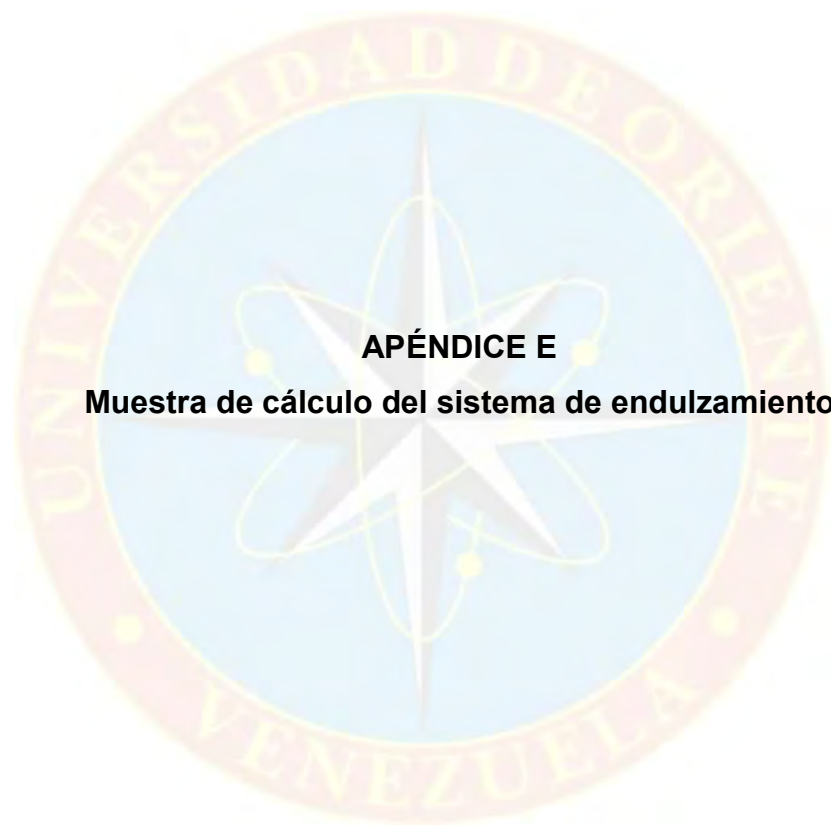
Se estiman mediante las ecuaciones 3.11 y 3.12.

$$Pp_{CO_2} = 0,0803841 \times 1354,7 \text{ lpca} = 108,8963 \text{ lpca}$$

$$Pp_{CO_2} = 108,8963 \text{ lpca}$$

$$Pp_{H_2S} = 0,000099 \times 1354,7 \text{ lpca} = 0,1341 \text{ lpca}$$

$$Pp_{H_2S} = 0,1341 \text{ lpca}$$



APÉNDICE E

Muestra de cálculo del sistema de endulzamiento

Calculo de las etapas teóricas:

Determinada las características de la corriente del gas de alimentación, se procede a diseñar el sistema de endulzamiento. Inicialmente se debe calcular el número de etapas, que se estiman desde la ecuación 3.33 hasta la 3.38. Para la utilización de la misma se debe establecer basados en la corriente de entrada, la cantidad de cada hidrocarburo que es arrastrado por la amina, la cual se planteó como 0,01 de la corriente de entrada.

Tabla E-1 Composición de fondo y tope en el absorbedor.

Componentes	Alimentación		Tope		Fondo	
	Fracción molar	Flujo molar (lbmol/hora)	Fracción molar	Flujo molar (lbmol/hora)	Fracción molar	Flujo molar (lbmol/hora)
H ₂ O	0,001899	19,4644	0,002063	19,4644	-	-
H ₂ S	0,000099	1,0147	0,000000	0,0000	0,001243	1,0147
CO ₂	0,080392	823,9219	0,010865	102,4982	0,883844	721,4236
N ₂	0,002527	25,9013	0,002746	25,9013	0	0,0000
CH ₄	0,677715	6.945,7801	0,728918	6.876,3254	0,085096	69,4578
C ₂ H ₆	0,107893	1.105,7700	0,116044	1.094,7138	0,013547	11,0577
C ₃ H ₈	0,074342	761,9207	0,079959	754,3015	0,009335	7,6192
n- C ₄ H ₁₀	0,012751	130,6853	0,013715	129,3784	0,001601	1,3069
i- C ₄ H ₁₀	0,024194	247,9638	0,026022	245,4841	0,003038	2,4796
n- C ₅ H ₁₂	0,005254	53,8423	0,005650	53,3039	0,000660	0,5384
i- C ₅ H ₁₂	0,006127	62,7904	0,006589	62,1625	0,000769	0,6279
C ₆ H ₁₄	0,003858	39,5438	0,004150	39,1484	0,000484	0,3954
C ₇ H ₁₆	0,002158	22,1191	0,002321	21,8979	0,000271	0,2212
C ₈ H ₁₈	0,000763	7,8206	0,000821	7,7424	0,000096	0,0782
C ₉ H ₂₀	0,000116	1,1890	0,000125	1,1771	0,000015	0,0119
C ₁₀ H ₂₂	0,000010	0,1025	0,000011	0,1015	0,000001	0,0010
TOTAL		10.249,8346		9.433,6009		816,2337

Fuente: Autor.

Luego se observa las constantes de equilibrio de cada componente a las condiciones de salida del tope y del fondo mediante gráficas ubicadas en los apéndices del libro de la GPSA, para determinar la volatilidad relativa promedio.

Tabla E-2 Constantes de equilibrio de la alimentación y tope.

Componentes	Ki	
	Fondo	Tope
	135 F 1354,7 lpca	135 F 1351,5 lpca
H ₂ O*	0,0019	0,0019
H ₂ S	0,830	0,830
CO ₂ *	1,6105	1,6105
N ₂	2,940	2,940
CH ₄	2,620	2,620
C ₂ H ₆	0,99	0,99
C ₃ H ₈	0,48	0,48
n- C ₄ H ₁₀	0,25	0,25
i- C ₄ H ₁₀	0,29	0,29
n- C ₅ H ₁₂	0,125	0,125
i- C ₅ H ₁₂	0,145	0,145
C ₆ H ₁₄	0,064	0,064
C ₇ H ₁₆	0,033	0,033
C ₈ H ₁₈	0,019	0,019
C ₉ H ₂₀	0,01	0,01
C ₁₀ H ₂₂	0,0058	0,0058

Fuente: GPSA.

Como la diferencia de presión no es tan notable (para los hidrocarburos livianos a presiones mayores a 1.000 lpca, las constantes de equilibrio cambiarán cuando la caída de presión sea mayor a 100 lpca) y la

temperatura es la misma, se tendrá la misma constante de equilibrio líquido vapor para cada componente. La constante de equilibrio del agua se calcula por la ecuación 3.37 para lo cual se halla la presión de vapor de la misma mediante la ecuación 3.38, mientras que la constante de equilibrio del CO_2 se determina por:

$$K_{\text{CO}_2} = \sqrt[2]{K_{\text{CH}_4} \times K_{\text{C}_2\text{H}_6}}$$

Por lo que la volatilidad relativa se puede determinar con la ecuación 3.36 sin necesidad de utilizar la 3.35, donde el componente clave ligero es el metano y el pesado es el dióxido de carbono.

$$\alpha_{\text{prom}} = \frac{2,620}{1,6105} = \mathbf{1,6268}$$

El factor de separación se halla con la ecuación 3.33.

$$S_F = \left[\frac{72,8918}{1,0865} \right]_T \times \left[\frac{88,3844}{8,5096} \right]_F = \mathbf{696,8117}$$

El número de platos teóricos se obtienen por la ecuación 3.34.

$$Nm = \frac{\log(696,8117)}{\log(1,6268)} = \mathbf{13}$$

La eficiencia de las torres absorbedoras es de 80%, por lo que el número de etapas reales, será:

$$N_{\text{Reales}} = \mathbf{16}$$

Calculo del diámetro de la torre absorbedora:

Se determina a partir de las ecuaciones 3.27 hasta la 3.30. Para lo cual se necesita el caudal de gas y su densidad a condiciones de operación. En apéndice D se determinó el volumen total del gas a condiciones de operación, junto con la densidad del mismo.

$$\rho_g = 7,25 \text{ lb/ pie}^3 \quad Q_{op} = 1.673.887 \frac{\text{pie}^3}{\text{Día}}$$

Como son dos paquetes de endulzamiento:

$$Q_{op} = \frac{1.673.887 \frac{\text{pie}^3}{\text{Día}}}{2} = 836.943,50 \frac{\text{pie}^3}{\text{Día}}$$

$$Q_{op} = 836.943,50 \frac{\text{pie}^3}{\text{Día}} \times \frac{1 \text{ Día}}{86400 \text{ seg}} = 9,67 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

En las gráficas de densidad del apéndice B, se lee el valor de la amina a las condiciones de operación (135 °F), para la MEA a 15% P/P, se obtiene una densidad de 61,82 lb/pie³. Por lo que sustituyendo en la ecuación 3.30 se tendrá:

$$V_{gmin} = 0,314 \times 0,6 \times \sqrt{\frac{62,81 - 7,25}{7,25}}$$

$$V_{gmin} = 0,5215 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

Sustituyendo la ecuación 3.29 en la 3.28.

$$A_t = \frac{Q_{op}}{0,80 \times V_{g \text{ min}}}$$

$$A_t = \frac{9,67 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}}{0,80 \times 0,5215 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}} = 23,18 \text{ pie}^2$$

Determinando el diámetro con la ecuación 3.27

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 23,18 \text{ pie}^2}{3,1416}}$$

$$D = 5,4326 \text{ pie}$$

Para sobre diseñarlo se multiplica por 1,1.

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 1,1 \times 5,4326 \text{ pie}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 5,98 \text{ pie}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 71,76 \text{ pulg}$$

Como comercialmente no existe este diámetro se asume un diámetro de 72 pulgadas que es igual a 6 pies. Si se repite el mismo procedimiento para todas las aminas, se tendrá el mismo diámetro para el absorbedor.

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 72 \text{ pulg}$$

Calculo de las tasas máxicas y volumétricas de las aminas.

Las tasas másicas se determinan por la ecuación 3.23, pero es necesario hallar primero el flujo molar del gas ácido retirado; con la ecuación 3.24.

$$\dot{n}_{\text{gas ácido retirado}} = \frac{93\,376\,682,5 \left(\frac{PCN}{\text{Día}}\right) \times [(8,04 + 0,01) - 1]}{379,48 \left(\frac{PCN}{\text{lbmol}}\right) \times 24 \left(\frac{\text{horas}}{\text{Día}}\right) \times 100}$$

$$\dot{n}_{\text{gas ácido retirado}} = 722,82 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

La MEA tiene un peso molecular de 61,08 lb/lbmol

$$\dot{m}_{\text{amina}} = \frac{722,82 \frac{\text{lbmol GA}}{\text{hora}} \times 61,08 \frac{\text{lb MEA}}{\text{lbmol MEA}}}{0,15 \frac{\text{lb MEA}}{\text{lb solución}} \times 0,3 \frac{\text{lbmol GA}}{\text{lbmol MEA}}}$$

$$\dot{m}_{\text{amina}} = 981\,101,50 \frac{\text{lb solución}}{\text{hora}}$$

La tasa de circulación de la amina se estima por la ecuación 3.25.

$$gpm_{\text{amina}} = \frac{981\,101,50 \frac{\text{lb}}{\text{hora}} \times 7,4805 \frac{\text{gal}}{\text{pie}^3}}{61,82 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{hora}}}$$

$$gpm_{\text{amina}} = 1978,63 \text{ gal/min}$$

Calculo de la temperatura de la amina contaminada a la salida de la torre absorbadora:

$$T_{\text{entrada}} = 120 \text{ }^{\circ}\text{F} \quad T_{\text{salida}} = 135 \text{ }^{\circ}\text{F} \quad T_{\text{promedio}} = 127,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\overline{C_p}_{\text{gas tratado}} = 0,51 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}}$$

$$Q_{\text{cn}} = \frac{186\,753\,365 \text{ PCND}}{2} = 93\,376\,682,5 \text{ PCND}$$

$$\dot{n}_{\text{gas ácido}} = \frac{93\,376\,682,5 \frac{\text{PCN}}{\text{Día}}}{379,48 \frac{\text{PCN}}{\text{lbmol}} \times 24 \frac{\text{hora}}{\text{Día}}} = 10\,252,70 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

$$\dot{n}_{\text{gas tratado}} = 10\,252,70 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times (1 - 0,0705) = 9\,529,89 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

El peso molecular del gas tratado es 23,19 lb/lbmol.

$$\dot{m}_{\text{gas tratado}} = 9\,529,89 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times 23,19 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} = 220\,998,05 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

Por la ecuación 3.41, se determina el calor retenido por el gas tratado:

$$Q_{\text{rG}} = 220\,998,05 \frac{\text{lb}}{\text{hora}} \times 0,51 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}} \times (135 - 120) \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q_{\text{rG}} = 1\,690\,635,11 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

Mediante las ecuaciones 3.42 y 3.43, se determinan los calores de reacción de la amina con respecto a los componentes ácidos, hay que tener en cuenta

la solubilidad del CO₂ y del H₂S. Para el caso de la MEA al 15 %P/P con carga 0,30 la solubilidad del dióxido de carbono fue de 477,06 lbmol y para el sulfuro de hidrógeno es 1,01 lbmol.

$$Q_{CO_2} = 477,06 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times 44,01 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times 820 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 17\,216\,237 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

$$Q_{H_2S} = 1,01 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times 34,08 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times 650 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 22\,374 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

Por la ecuación 3.46 se halla el calor remanente en la amina.

$$Q_{\text{remanente}} = (17\,216\,237 + 22\,374) - 1\,690\,635$$

$$Q_{\text{remanente}} = 15\,547\,976 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

El cambio de temperatura se calcula por la ecuación 3.47.

$$\Delta T = \frac{15\,547\,976 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}}{[(981\,101,50 \times 0,975) + (477,06 \times 44,01 \times 0,2122) + (1,01 \times 34,08 \times 0,2413)] \frac{\text{lb}}{\text{hora}} \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ F}}$$

$$\Delta T = 16,18 \text{ } ^\circ F$$

$$T_{\text{salida}} = (135 + 16,18) \text{ } ^\circ F$$

$$T_{\text{salida}} = 151 \text{ } ^\circ F \quad \text{Mientras que} \quad T_{\text{salida simulador}} = 151 \text{ } ^\circ F$$

Calculo del flujo másico y molar de la corriente de amina contaminada que sale del absorbedor:

	PM (lb/lbmol)	Flujo másico (lb/hora)	Fracción másica	Flujo molar (lbmol/hora)	Fracción molar
MEA	61,08	147166,15	14,6852	2409,40	4,9005
H ₂ O	18,02	833941,45	83,2163	46278,66	94,1271
CO ₂	44,01	20995,41	2,0951	477,06	0,9703
H ₂ S	34,08	34,42	0,0034	1,01	0,0021
Total:		1002137,44	100	49166,13	100

A estos valores también hay que agregarle la cantidad de CO₂ que se encontraba en la solución regenerada, que se obtiene de multiplicar el flujo molar de la amina por la carga de amina regenerada (Tabla 3.3)

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ en sol reg}} = 2409,4 \frac{\text{lbmol MEA}}{\text{hora}} \times 0,15 \frac{\text{lbmol CO}_2}{\text{lbmol MEA}} = 361,41 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ en sol reg}} = (361,41 + 477,06) = 838,47 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

	PM (lb/lbmol)	Flujo molar (lbmol/hora)	Fracción molar	Flujo másico (lb/hora)	Fracción másica	PM. x _i
MEA	61,08	2409,4	4,8648	147.166,15	14,4558	2,9714
H ₂ O	18,02	46278,66	93,4403	833.941,45	81,9161	16,8379
CO ₂	44,01	838,47	1,6929	36.901,06	3,6247	0,7451
H ₂ S	34,08	1,01	0,0020	34,42	0,0034	0,0007
Total:		49527,54		1.018.043,09		20,5551

Calculo de la carga calorífica en el intercambiador de calor:

$$T_{\text{entrada}} = 151,18^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{salida}} = 190,00^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{prom}} = 170,59^{\circ}\text{F}$$

$$\dot{m}_{\text{amina contaminada}} = 1.018.043,09 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

Se determina el calor específico con la temperatura promedio.

$$\bar{C}_p = \left(1,005 \times \frac{(14,4558 + 81,9161)}{100} \right) + \left(0,244 \times \frac{0,0034}{100} \right) + \left(0,217 \times \frac{3,6247}{100} \right)$$

$$\bar{C}_p = 0,9764 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}}$$

$$Q_{\text{Intercambiador}} = 1.018.043,09 \frac{\text{lb}}{\text{hora}} \times 0,9764 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}} \times (190,00 - 151,18)^{\circ}\text{F}$$

$$Q_{\text{Intercambiador}} = 38,59 \frac{\text{MM BTU}}{\text{hora}}$$

Con el simulador la carga térmica del intercambiador de calor fue de 39,42 MMBTU/hora, debido a que la temperatura de salida del absorbedor fue menor, además existe la presencia de fracciones de gases que fueron arrastrados por la amina.

Calculo de la carga calorífica en el rehervidor:

$$T_{\text{entrada}} = 190,00^{\circ}\text{FT} \quad T_{\text{salida}} = 243,01^{\circ}\text{FT} \quad T_{\text{prom}} = 216,51^{\circ}\text{F}$$

$$\dot{m}_{\text{amina contaminada}} = 1.018.043,09 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

Se determina el calor específico promedio a las temperaturas de entrada y salida, del intercambiador.

$$\bar{C}_p = \left(1,035 \times \frac{(14,4558 + 81,9161)}{100} \right) + \left(0,248 \times \frac{0,0034}{100} \right) + \left(0,2205 \times \frac{3,6247}{100} \right)$$

$$\bar{C}_p = 1,0055 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}}$$

$$Q_{\text{Rehervidor}} = 1.018.043,09 \frac{\text{lb}}{\text{hora}} \times 1,0055 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. }^{\circ}\text{F}} \times (243,01 - 190,00)^{\circ}\text{F}$$

$$Q_{\text{Rehervidor}} = 54,24 \frac{\text{MM BTU}}{\text{hora}}$$

Calculo del diámetro del regenerador:

Para esto se debe calcular la fracción de dióxido de carbono en el tope de la torre y generalmente se puede calcular mediante un sistema binario, para el diseño del regenerador se debe tomar en cuenta la cantidad de CO_2 que se desee eliminar.

$$Y_{\text{CO}_2} = \frac{721,78}{721,78 + 721,78 + 0,15 \times 2.409,4} = 0,4$$

$$\dot{n}_{\text{CO}_2} = \frac{721,78}{0,4} = 1.804,45 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

Por lo que el flujo molar del agua sería:

$$\dot{n}_{H_2O} = 1\,804,45 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}} \times 0,6 = 1\,082,67 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

Los moles totales son:

$$\dot{n}_{TOTALS} = 1\,082,67 + 721,78 + 1,04 = 1\,805,49 \frac{\text{lbmol}}{\text{hora}}$$

	PM (lb/lbmol)	Flujo molar (lbmol/hora)	Fracción molar	PM. x_i
H₂O	18,02	1082,67	0,5997	10,8058
CO₂	44,01	721,78	0,3998	17,5939
H₂S	34,08	1,04	0,0006	0,0196
Total:		1805,49		28,42

Se determina el caudal a condiciones de operación:

$$Q_{TOTALCN} = \frac{1805,49 \times 379,48}{3600} = 190,32 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

$$Q_{TOTALCO} = \frac{14,7 \text{ lpca} \times 190,32 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}} \times (240 + 460)R}{520 \times (8 + 14,7)\text{lpca}}$$

$$Q_{TOTALCO} = 165,91 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

$$\rho_g = \frac{(14,7 + 8)\text{lpca} \times 28,42 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}}{1 \times 10,732 \frac{\text{lpca} \times \text{pie}^3}{R \times \text{lbmol}} \times (240 + 460)R}$$

$$\rho_g = 0,0859 \frac{lb}{pie^3}$$

La densidad de la MEA a una temperatura promedio entre la entrada de la mezcla y la temperatura del rehervidor, es de 61,17 lb/pie³.

$$V_{gmin} = 0,314 \times 0,6 \times \sqrt{\frac{61,17 - 0,0859}{0,0859}}$$

$$V_{gmin} = 5,02 \frac{pie}{seg}$$

$$A_t = \frac{165,91 \frac{pie^3}{seg}}{0,80 \times 5,05 \frac{pie}{seg}} = 41,07 pie^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 41,07 pie^2}{3,1416}}$$

$$D = 7,23 pie$$

$$D_{Sobrediseñado} = 1,1 \times 7,23 pie$$

$$D_{Sobrediseñado} = 95 pie \approx 8 pie$$

$$D_{Sobrediseñado} = 96 pulg$$

Este es el diámetro del regenerador para la MEA. Para las concentraciones de DEA será de 92 pulg y para la MDEA será de 89 pulg.

Potencia requerida por las bombas:

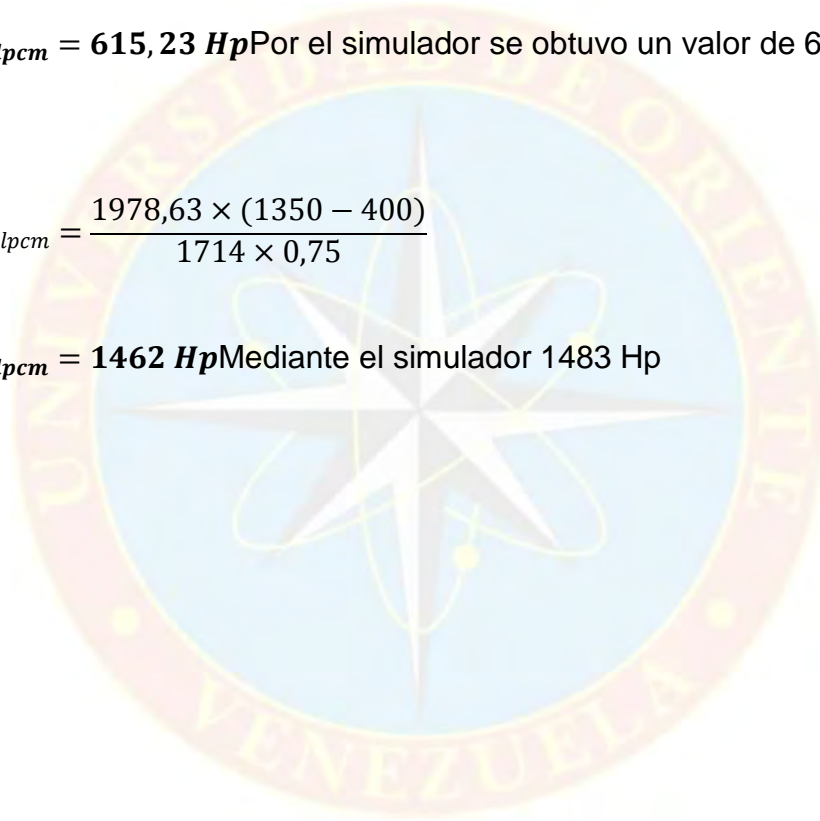
Utilizando la ecuación 3.53 se determina la energía necesaria para cada una de las bombas, con presiones de descarga de 400 lpcm y 1350 lpcm.

$$PF_{400 \text{ lpcm}} = \frac{1978,63 \times (400 - 0,29)}{1714 \times 0,75}$$

$PF_{400 \text{ lpcm}} = 615,23 \text{ Hp}$ Por el simulador se obtuvo un valor de 624 Hp

$$PF_{1350 \text{ lpcm}} = \frac{1978,63 \times (1350 - 400)}{1714 \times 0,75}$$

$PF_{150 \text{ lpcm}} = 1462 \text{ Hp}$ Mediante el simulador 1483 Hp





APÉNDICE F

Muestra de cálculo del sistema de deshidratación

SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN

Datos:

$$P_{Entrada} = 1320 \text{ lpcm}$$

$$T_{Entrada} = 110^{\circ}F$$

$$PM_{gas} = 22,97 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

$$X_{CO_2} = 0,001124$$

Según la gráfica de Mcketta también se puede determinar la temperatura de formación de hidratos, la cual para esta presión es de 65 °F.

1. Cantidad de agua que entra al sistema:

Se determina mediante métodos gráficos y la ecuación 3.10, donde el contenido de agua en los hidrocarburos se halla con la gráfica de Mcketta (Gráfica A-2) y la contenida en los gases ácidos a través de gráficas mostradas por la GPSA (Gráficas A-3 y A-4).

De la gráfica A-2:
$$W_{HC} = 64 \frac{\text{lb } H_2O}{MMPCN}$$

Este valor se debe corregir por el peso molecular:

$$W'_{HC} = 64 \frac{\text{lb } H_2O}{MMPCN} \times 0,99 = 63,36 \frac{\text{lb } H_2O}{MMPCN}$$

La cantidad de H₂S es despreciable (menor a 1 ppm molar).

De la gráfica A-3: $W_{CO_2} = 65 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$

Multiplicando por sus fracciones molares y sumando estos valores:

$$W_{H_2O} = 65 \frac{lb H_2O}{MMPCN} \times 0,001124 + 63,36 \frac{lb H_2O}{MMPCN} \times (1 - 0,001124)$$

$$W_{H_2O} = 63,3618 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

Transformando estos valores a flujo másico:

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{63,3618 \frac{lb H_2O}{MMPCN} \times 171,109383 \frac{MMPCN}{Día}}{24 \frac{hora}{Día}}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 451,74 \frac{lb}{hora}$$

Mientras que por el simulador:

$$\dot{m}_{H_2O} = 451,50 \frac{lb}{hora}$$

$$W_{H_2O} = \frac{451,50 \frac{lb}{hora} \times 24 \frac{hora}{Día}}{171,109 \frac{MMPCN}{Día}} = 63,3281 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

2. Agua retenida por el gas luego de entrar por los separadores de entrada del sistema:

$$P_{Entrada} = 1310 \text{ lpcm} \quad T_{Entrada} = 107^{\circ}\text{F}$$

Siguiendo el procedimiento anterior:

$$W_{H_2O \text{ retenida por el gas}} = 54,4585 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 388,27 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

Por el simulador:

$$\dot{m}_{H_2O} = 305,23 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

$$W_{H_2O \text{ retenida por el gas}} = 42,8120 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

3. Agua retirada por el separador de entrada del sistema:

Se determina por la ecuación 3.54.

$$W_{H_2O \text{ retirada del gas}} = 63,3618 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}} - 54,4585 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

$$W_{H_2O \text{ retirada del gas}} = 8,9039 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

$$\dot{m}_{H_2O \text{ retirada}} = 63,4809 \frac{lb}{hora}$$

Por el simulador:

$$\dot{m}_{H_2O \text{ retirada}} = 141,96 \frac{lb}{hora}$$

$$W_{H_2O \text{ retirada del gas}} = 19,9115 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

4. Concentración de glicol regenerado:

Se calcula la temperatura de rocío mediante la presión del contactor y el contenido de agua, a través de la gráfica de Mcketta.

$$P_{Entrada} = 1320 \text{ lpcm}$$

$$W_{H_2O \text{ especificado}} = 7 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

$$T_{RociodelH_2O} = 35 \text{ }^\circ F$$

A la temperatura determinada se le resta 15 °F.

$$T'_{RociodlH_2O} = 35 \text{ }^\circ F - 15 \text{ }^\circ F$$

$$T'_{RociodelH_2O} = 20 \text{ }^\circ F$$

Con la temperatura anterior y la temperatura del contactor (107 °F), se interceptan estos valores y con la gráfica B-11, se encuentra la concentración del TEG.

$$\%TEG = 99\%$$

La concentración mínima se puede encontrar con los 35 °F y la temperatura del contactor.

$$\%TEG_{Mínimo} = 98,2 \%$$

5. Concentración del glicol contaminado:

La tasa de circulación del TEG varía de 2 a 5 galones por libra de agua, la tasa seleccionada fue de 3 gal TEG/lbH₂O. La concentración del trietilenglicol contaminado se determina por la ecuación 3.57. La densidad relativa se halla por la gráfica B-9.

$$L_w = 3 \frac{\text{gal TEG}}{\text{lb H}_2\text{O}} \%TEG_{Reg} = 99\% SG_{gl} = 1,106$$

$$\%TEG_{contaminado} = \frac{8,34 \times 1,106 \times 99}{(8,34 \times 1,106) + \frac{1}{3}} = 95,55\%$$

Por el simulador: $\%TEG_{contaminado} = 95,7789 \%$

6. Agua total removida en el sistema de deshidratación:

Se recomienda para este cálculo que el contenido de agua requerido en el gas de salida sea de 5 lbH₂O/MMPCN.

$$W_{H_2O \text{ removida por el sistema}} = 54,4585 - 5 = 49,4585 \frac{lb H_2O}{MMPCN}$$

$$\dot{m}_{H_2O \text{ removida}} = \frac{49,4585 \frac{lb H_2O}{MMPCN} \times 171,109383 \frac{MMPCN}{Día}}{24 \frac{hora}{Día}}$$

$$\dot{m}_{H_2O \text{ removida}} = 352,6172 \frac{lb}{hora}$$

Transformando el flujo másico a caudal:

$$Q_{H_2O \text{ removida}} = \frac{352,6172 \frac{lb}{hora}}{8,34 \frac{lb}{gal}} = 42,2802 \frac{gal}{hora}$$

$$Q_{H_2O \text{ removida}} = 0,7046 \frac{gal}{min}$$

7. Caudal total de glicol regenerado:

$$Q_{TEG \text{ reg}} = 3 \frac{gal \text{ TEG}}{lb H_2O} \times 352,6172 \frac{lb H_2O}{hora} \times 0,99$$

$$Q_{TEG \text{ reg}} = 1047,27 \frac{gal \text{ TEG}}{hora}$$

La cantidad de agua contenida en el glicol regenerado, se puede encontrar de la siguiente forma:

$$Q_{AGUA \text{ TEG Reg}} = 3 \frac{gal \text{ TEG}}{lb H_2O} \times 352,6172 \frac{lb H_2O}{hora} \times 0,01 = 10,5785 \frac{gal}{hora}$$

8. Diámetro de la torre absorbadora con glicol:

$$\rho_g = 7,46 \text{ lb/pie}^3 \rho_{TEG} = 70,32 \text{ lb/pie}^3 Q_{Gas @ CN} = 8,00 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

La GPSA establece que el factor K depende del espaciamiento entre los platos de burbujeo y para la torre contactora de glicol recomienda los siguientes valores:

Espaciamiento (pulg)	Factor K (pie/seg)	Factor K (pie/hora)
20	0,14	504
24	0,16	576
30	0,17	612

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.30.

$$V_{gmin} = 0,16 \times \sqrt{\frac{70,32 - 7,46}{7,46}}$$

$$V_{gmin} = 0,4644 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

$$A_t = \frac{8,00 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}}{0,80 \times 0,4644 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}} = 21,53 \text{ pie}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 21,53 \text{ pie}^2}{3,1416}}$$

$$D = 5,24 \text{ pie}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 1,1 \times 5,24 \text{ pie}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 5,76 \text{ pie}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 69 \text{ pulg}$$

9. Número de platos de la torre absorbidora con glicol:

$$W_{H_2O \text{ retenida por el gas}} = W_{H_2O \text{ Entra a los paquetes}}$$

$$W_{H_2O \text{ Entra a los paquetes}} = 54,4585 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

Son dos paquetes de deshidratación por lo tanto:

$$W_{H_2O \text{ Entra a un paquete}} = \frac{54,4585 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}}{2}$$

$$W_{H_2O \text{ Entra a un paquete}} = W_{ent} = 27,2293 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

Se establece como factor de seguridad el 110% de flujo total.

$$W_{ent} = 29,9522 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

$$W_{sal} = 5 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMPCN}}$$

$$\Delta W = \frac{W_{ent} - W_{sal}}{W_{ent}}$$

$$\Delta W = \frac{29,9522 - 5}{29,9522}$$

$$\Delta W = 0,8331$$

Mediante %TEG = 99% y $Q_{\text{TEG-H}_2\text{O}} = 3 \text{ gal TEG/lbH}_2\text{O}$, se interceptan en las gráficas del agua removida en función de la tasa de circulación del TEG, a diversas concentraciones del mismo (apéndice C).

Cuando $N=1$, se utiliza la gráfica C-1:

$\Delta W = 0,78$; Por lo que no sirve.

Cuando $N=1,5$, en la gráfica C-2:

$\Delta W = 0,885$; Este valor es el seleccionado.

La torre contactora de TEG operan bajo una eficiencia del 25%, por lo tanto:

$$N_{\text{platos reales}} = \frac{N_{\text{platos teóricos}}}{\text{Eficiencia}}$$

$$N_{\text{platos reales}} = \frac{1,5}{0,25}$$

$$N_{\text{platos reales}} = 6 \text{ platos}$$

10. Temperatura de operación del rehervidor de glicol:

Se determina mediante la gráfica C-4. La cual para una concentración de 99% de TEG es 400 °F.

11. Diámetro del regenerador de glicol:

Se determina por la siguiente fórmula:

$$D = 9(Q_{TEG \text{ contaminado}})^{0,5}$$

$$D = 9 \left(\frac{(1047,27 + 10,58)}{2} \frac{\text{gal}}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min}} + 0,7046 \right)^{0,5}$$

$$D = 27,77 \text{ pulg}$$

$$D = 2,31 \text{ pies}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 2,55 \text{ pies}$$

$$D_{\text{Sobrediseñado}} = 31 \text{ pulg}$$

12. Carga calorífica total requerida por el hervidor:

Se debe inicialmente determinar el calor sensible requerido por el glicol, mediante la ecuación 3.60.

$$Q_1 = \frac{1047,27 \frac{\text{gal}}{\text{hora}}}{2} \times 61,88 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{7,4805 \text{ gal}} \times 0,7827 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \times (400 - 300) ^\circ\text{F}$$

$$Q_1 = 339.034,33 \frac{BTU}{hora}$$

$$Q_W = \frac{970,3 \frac{BTU}{lb H_2O} \times 352,6172 \frac{lb}{hora}}{2}$$

$$Q_W = 171.072,23 \frac{BTU}{hora}$$

$$Q_W = 0,25 \times 171.072,23 \frac{BTU}{hora}$$

$$Q_W = 42.768,06 \frac{BTU}{hora}$$

$$Q_t = (339.034,33 + 171.072,23 + 42.768,06) \frac{BTU}{hora} \times 1,1$$

$$Q_t = 608.162 \frac{BTU}{hora} \text{Valor del simulador } 628.534 \text{ BTU/hora.}$$

13. Potencia de la bomba de glicol:

$$PF_{1330 \text{ lpcm}} = \frac{\frac{1047,27 \frac{gal}{hora}}{2} \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min}} \times (1330 - 1) \text{ lpcm}}{1714 \times 0,75}$$

$PF_{1330 \text{ lpm}} = 9,02 \text{ Hp}$ El valor obtenido por el simulador fue de 9,36 Hp.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

HOJAS DE METADATOS

Título	Propuesta para los sistemas de endulzamiento y deshidratación del gas en las NIF I y II, campo El Furrial, Estado Monagas
Subtítulo	

Autor(es):

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Erick Joel Fuentes Ramos	CVLAC	19 037 098
	e-mail	Erickjfuentesr@hotmail.com
	CVLAC	
	e-mail	

Palabras o frases claves:

Endulzamiento, Deshidratación, Instalaciones, Monoetanolamina, Dietanolamina,
Metildietanolamina, MEA, DEA, MDEA, Trietilénglicol, URV, HYSYS, Furrial,
Amina, Gas, Propuesta.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

Líneas y sublíneas de investigación:

Área	Sub-área
TECNOLOGÍA CIENCIAS APLICADAS	PETRÓLEO

Resumen (Abstract):

La presente investigación tiene por finalidad proponer los sistemas de endulzamiento y deshidratación, de las nuevas instalaciones El Furrial, en sus módulos I y II. Para lo cual se consideraron cortes de agua de 20,7% y 55,2%. Inicialmente se estimó los caudales de gas provenientes de los equipos de separación bifásicos del manejo de crudo, luego se determinó la cantidad de condensados recuperados y los caudales de gas en el área de compresión, con el propósito de establecer el caudal de alimentación al sistema de endulzamiento. La herramienta utilizada fue Aspen HYSYS V 7.1. Los datos de entrada al mismo provinieron de muestras de laboratorio del Complejo de Jusepín, debido a que es el encargado de procesar los fluidos del campo El Furrial Este. En el diseño se planteó un esquema convencional para el sistema de endulzamiento, utilizando la monoetanolamina, la dietanolamina y la metildietanolamina. A las condiciones operacionales de entrada (280 lpcm y 194°F) estas aminas por sí solas no removieron los gases ácidos, obteniéndose valores por encima de los especificados. La amina más reactiva fue la MEA y la menos reactiva fue la MDEA, la cual tiene la ventaja de ser mezclada con otras aminas. Posteriormente se mejoró el esquema para disminuir las pérdidas de aminas y se mezcló la MDEA y MEA, donde los porcentajes utilizados de esta última fueron menores al 5% P/P, resultando la mejor opción al usar 47% MDEA y 3% MEA, lográndose menos del 1% molar en el caudal de gas tratado. El sistema de deshidratación utilizó trietilénglicol y para el esquema planteado se obtuvo un contenido de agua menor a 3 lbH₂O/MMPCN de gas natural.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6

Contribuidores:

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
ASESOR Dr. Fernando Pino	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input checked="" type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	9 299 078
	e-mail	fpino@cantv.net
	e-mail	
CO ASESOR (si aplica)	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	
	e-mail	
	e-mail	
JURADO MSc. Carlos De La Cruz	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	12 664 336
	e-mail	CJDLCO@hotmail.com
	e-mail	
JURADO MSc. Jorge Guevara	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	13 161 196
	e-mail	Jorge_Guevara29@hotmail.com
	e-mail	

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2012	Julio	23

Lenguaje: spa

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6

Archivo(s):

Nombre de archivo	Tipo MIME

Alcance:

Espacial: _____ (opcional)

Temporal: _____ (opcional)

Título o Grado asociado con el trabajo:

Ingeniero de petróleo

Nivel Asociado con el trabajo:

Descriptivo

Área de Estudio:

INGENIERÍA DE PETRÓLEO

Institución(es) que garantiza(n) el Título o grado:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO DE MONAGAS

Hoja de metadatos para tesis y trabajos de Ascenso- 5/6



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CUN°0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho


Estimado Profesor Martínez:


Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009"**.


Leído el oficio SIBI-139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

Comunicación que hago, a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,


JUAN A. BOLANOS CUNELE
Secretario



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA
RECIBIDO POR 
FECHA 5/8/09 HORA 5:30

C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/maruja

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6

Derechos:

Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE PREGRADO (vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009): "Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización".



AUTOR



TUTOR