



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

FACULTAD DE CIENCIAS

CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA

**“SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE
GAS NATURAL CON DOS AMINAS MEDIANTE DWSIM”**

Trabajo de Titulación

Tipo: Propuesta Tecnológica

Presentado para optar al grado académico de:

INGENIERA QUÍMICA

AUTORA: ESTHEFANI ELIZABETH SILVA MEJÍA

DIRECTOR: Ing. ADRIÁN ALEJANDRO RODRÍGUEZ PINOS MSc.

Riobamba – Ecuador

2021

© 2021, Esthefani Elizabeth Silva Mejía

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho del Autor.

Yo, Esthefani Elizabeth Silva Mejía, declaro que el presente Trabajo de Integración Curricular es de mi autoría y los resultados del mismo son auténticos y originales. Los textos en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autora asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este Trabajo de Integración Curricular; el patrimonio intelectual pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

Riobamba, 14 de febrero de 2022

**ESTHEFANI
ELIZABETH
SILVA MEJIA**
Firmado digitalmente por
ESTHEFANI ELIZABETH SILVA MEJIA
Fecha: 2022.02.14 21:01:56 -05'00'

Esthefani Elizabeth Silva Mejía

060458267-6

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO
FACULTAD DE CIENCIAS
CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA

El Tribunal del Trabajo de Integración Curricular certifica que: el Trabajo de Integración Curricular: Tipo Propuesta Tecnológica, **“SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON DOS AMINAS MEDIANTE DWSIM”**, realizado por la señorita: **ESTHEFANI ELIZABETH SILVA MEJÍA**, ha sido minuciosamente revisado por los Miembros del Tribunal del Trabajo de Integración Curricular, el mismo que cumple con los requisitos científicos, técnicos, legales, en tal virtud el Tribunal Autoriza su presentación.

	FIRMA	FECHA
Ing. Iliana Elizabeth Carrera Flores MSc. PRESIDENTE DEL TRIBUNAL	 <p>Firmado digitalmente por ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES Fecha: 2022.02.16 06:41:54 -05'00'</p>	2022-02-14
Ing. Adrián Alejandro Rodríguez Pinos MSc. DIRECTOR DE TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR	 <p>Firmado digitalmente por ADRIAN ALEJANDRO RODRIGUEZ PINOS</p>	2022-02-14
Ing. Darío Fernando Guamán Lozada MSc. MIEMBRO DEL TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR	 <p>Firmado digitalmente por DARIO FERNANDO GUAMAN LOZADA</p>	2022-02-14

DEDICATORIA

El presente trabajo de titulación va dedicado primordialmente a Dios, quien me dio la fortaleza para continuar con mi formación profesional y me guio hasta este momento muy importante en mi vida donde finalmente cumplo mi anhelo de culminar mi formación profesional como Ingeniera Química.

A la memoria de mi amado padre Jaime Gonzalo Silva Silva quien desde siempre y hasta donde la vida le permitió, con todo su amor, apoyo incondicional y consejos me impulsó a perseguir mis sueños sin detenerme.

A mi madre Margoth Mejía, quien en todo este camino de mi formación profesional después de la pérdida de mi papito no me dejó rendirme, con su confianza y amor infinito me motivó día a día a lograr mi meta de ser una buena profesional.

A mi familia y todas las personas que de una y otra manera estuvieron en este camino de mi preparación para apoyarme y darme una mano cuando lo necesitaba, quienes me hicieron creer más en mí y en mis capacidades.

Esthefani

AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por ser mi guía y por brindarme la sabiduría, paciencia y salud para culminar con éxito esta etapa de mi vida.

A la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo institución en la cual mi sueño de convertirme en una gran profesional se hizo realidad.

A mi pedacito de cielo, quien a pesar de ya no estar físicamente conmigo, su esencia siempre ha estado ahí con cada una de sus enseñanzas dándome la fuerza para no desistir de mis estudios.

A mi madre, quien siempre ha estado para mí incondicionalmente con todo su apoyo para no rendirme.

Agradezco a mi director de tesis Ing. Adrián Rodríguez, quien con su conocimiento, experiencia y paciencia me orientó en la realización de este trabajo de titulación.

Al Ing. Darío Guamán, quien me colaboró como miembro de mi tesis por su disposición y apoyo en el desarrollo de este trabajo de titulación.

A cada uno de los docentes que compartieron su experiencia y sabiduría en cada semestre de mi formación motivándome a desarrollarme como persona y profesional.

Esthefani

TABLA DE CONTENIDOS

ÍNDICE DE TABLAS.....	ix
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xi
ÍNDICE DE GRÁFICOS.....	xii
ÍNDICE DE ANEXOS.....	xiii
RESUMEN.....	xiv
ABSTRACT.....	xv

CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Antecedentes.....	2
1.2. Planteamiento del problema.....	3
1.3. Justificación del proyecto.....	4
1.4. Objetivos.....	5
1.4.1. <i>Objetivo general</i>	5
1.4.2. <i>Objetivos específicos</i>	5
1.5. Alcance.....	5

CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO.....	6
2.1. El gas natural.....	6
2.1.1. <i>El origen del gas natural</i>	6
2.1.2. <i>El gas natural y composición</i>	8
2.1.3. <i>Ventajas del gas natural</i>	8
2.2. Componentes del gas natural amargo.....	9
2.3. Descripción del proceso de endulzamiento de gas natural.....	10
2.3.1. <i>Operaciones unitarias en el procesamiento de gas natural</i>	10
2.3.2. <i>Descripción general del proceso tradicional de endulzamiento de gas natural</i>	10
2.3.3. <i>Especificaciones del gas natural dulce</i>	13
2.4. Consideraciones generales en el proceso de endulzamiento de gas.....	13
2.4.1. <i>Impurezas con el gas de alimentación</i>	13
2.4.2. <i>Concentración de dióxido de carbono a ser removido</i>	14
2.4.3. <i>Especificaciones del gas tratado</i>	14

2.4.4.	<i>Corrosión</i>	14
2.4.5.	<i>Formación de espuma</i>	15
2.4.6.	<i>Perdida de amina</i>	15
2.4.7.	<i>Filtración</i>	15
2.5.	Tipos de procesos	15
2.5.1.	<i>Absorción química en líquidos</i>	16
2.5.2.	<i>Procesos con solventes químicos</i>	16
2.5.2.1.	<i>MEA (Monoetanolamina)</i>	17
2.5.2.2.	<i>DGA (Diglicolamina)</i>	17
2.5.2.3.	<i>DEA (Dietanolamina)</i>	17
2.5.2.4.	<i>DIPA (Disopropanolamina)</i>	17
2.5.2.5.	<i>ADIP (Diisopropanolamina)</i>	18
2.5.2.6.	<i>MDEA (Metildietanolamina)</i>	18
2.5.2.7.	<i>A-MDEA (Metildietanolamina activada)</i>	18
2.6.	Simulación de procesos	18
2.7.	Programa DWSIM	19
2.7.1.	<i>Características del Simulador DWSIM</i>	19
2.7.2.	<i>Modelos termodinámicos en la simulación de procesos</i>	20
2.8.	Análisis económico de procesos	21

CAPÍTULO III

3.	METODOLOGÍA	29
3.1.	Establecimiento de parámetros	29
3.2.	Variables de operacionalización	31
3.2.1.	<i>Selección de variables</i>	31
3.3.	Simulación DWSIM	31
3.3.1.	<i>Descripción del proceso simulado</i>	35
3.4.	Análisis del proceso de remoción de CO₂ y H₂S	38
3.5.	Análisis de sensibilidad	38
3.5.1.	<i>Validación de la simulación</i>	40
3.6.	Análisis preliminar de los costos del proceso óptimo de remoción de CO₂ y H₂S 40	
3.6.1.	<i>Capital fijo</i>	40
3.6.2.	<i>Costos de producción</i>	41

CAPÍTULO IV

4.	GESTIÓN DEL PROYECTO	42
4.1.	Cronograma	42
4.2.	Presupuesto	43
4.3.	Recursos humanos y materiales	43
4.3.1.	<i>Talento humano</i>	43
4.3.2.	<i>Recursos materiales y software</i>	43
4.4.	Resultados	44
4.5.	Comparación de la eficacia del proceso de endulzamiento del gas natural y su comportamiento cuando se utiliza DEA y MDEA identificado a la más óptima para el proceso	48
4.6.	Comportamiento de las variables presentes en el proceso de endulzamiento de gas natural con las dos aminas una vez realizada la simulación en DWSIM mediante el análisis de sensibilidad	49
4.6.1.	<i>Simulación con la fracción óptima de DEA obtenida del Análisis de Sensibilidad</i>	51
4.7.	Validación del proceso simulado	52
4.8.	Análisis del costo del proceso simulado de endulzamiento del gas natural	54
4.8.1.	<i>Inversión total de capital fijo</i>	54
4.8.2.	<i>Costos de operación</i>	56
4.8.3.	<i>Tasa de Retorno de la Inversión</i>	58
	CONCLUSIONES	60
	RECOMENDACIONES	61
	GLOSARIO	
	BIBLIOGRAFÍA	
	ANEXOS	

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1-2: Composición del gas natural a trabajar.....	9
Tabla 2-2: Composición del gas dulce.....	13
Tabla 1-3: Variables del proceso	31
Tabla 2-3: Parámetros de operación de las corrientes de entrada.	32
Tabla 1-4: Cronograma del proyecto	42
Tabla 2-4: Presupuesto del proyecto.....	43
Tabla 3-4: Talento Humano	43
Tabla 4-4: Recursos materiales y software	43
Tabla 5-4: Comportamiento de la corriente de gas procesado.	44
Tabla 6-4: Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con DEA.	45
Tabla 7-4: Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con DEA.	45
Tabla 8-4: Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con MDEA.	46
Tabla 9-4: Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con MDEA.	46
Tabla 10-4: Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con una mezcla de DEA / MDEA. ..	47
Tabla 11-4: Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con una mezcla de DEA / MDEA.	47
Tabla 12-4: Comparación de las principales variables de control del proceso de endulzamiento.	48
Tabla 13-4: Valores óptimos de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción.....	51
Tabla 14-4: Valores óptimos de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash.	51
Tabla 15-4: Validación de la composición de la corriente de gas dulce obtenido en el proceso de endulzamiento simulado, según norma INEN (2009).	53
Tabla 16-4: Validación de la composición de la corriente de la fase líquida (gas licuado) obtenido en el proceso de endulzamiento simulado, según norma INEN (2009).	53
Tabla 17-4: Validación de la composición molar del gas dulce por comparación con datos reportados en otros trabajos de investigación.	54
Tabla 18-4: Estimación preliminar del costo total de equipamiento.....	55

Tabla 19-4: Estimación del capital fijo del proceso.....	56
Tabla 20-4: Estimación del costo de producción mensual, desglosado por aspectos significativos a tener en cuenta según Peters, Timmerhaus and West (1991).....	57

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-2: Diagrama Presión-Temperatura de un yacimiento de gas disuelto	7
Figura 2-2: Diagrama Presión-Temperatura de un yacimiento de gas sin y con condensación retrogada	7
Figura 3-2: Diagrama Presión-Volumen de un yacimiento de gas	8
Figura 4-2: Componentes del Gas natural amargo	9
Figura 5-2: Diagrama del proceso de endulzamiento del gas natural amargo	11
Figura 1-3: Etapas de la metodología a seguir.....	29
Figura 2-3: Cromatografía de gases.....	30
Figura 3-3: Barra de unidades básicas de DWSIM.....	33
Figura 4-3: Ventana CAPE-OPEN para seleccionar y agregar la nueva unidad de operación..	33
Figura 5-3: Ventana CAPE-OPEN para para especificar las principales características de la unidad añadida.....	34
Figura 6-3: Ventana CAPE-OPEN de opciones para la unidad de operación especificada.....	34
Figura 7-3: Diagrama de simulación realizado en DWSIM para el proceso de endulzamiento de gas natural con aminas.....	35
Figura 8-3: Etapa de separación a la entrada del proceso.	35
Figura 9-3: Etapa de absorción del gas amargo en la solución de aminas.....	36
Figura 10-3: Etapas de despresurización isoentálpica y posterior calentamiento de la amina rica.	36
Figura 11-3: Etapa de separación flash.....	36
Figura 12-3: Etapa de reposición de agua en la corriente de amina pobre.	37
Figura 13-3: Etapa de enfriamiento de la corriente de amina pobre.....	37
Figura 14-3: Etapa de bombeo recirculación de la amina pobre.....	37
Figura 15-3: Ajuste de las variables independientes para llevar a cabo el análisis de sensibilidad	39
Figura 16-3: Ajuste de las variables dependientes para llevar a cabo el análisis de sensibilidad	39
Figura 17-3: Resultados obtenidos del análisis de sensibilidad.....	39

ÍNDICE DE GRÁFICOS

GRÁFICO 1-3: RESULTADOS OBTENIDOS DEL ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	40
GRÁFICO 2-4: ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD REALIZADO VARIANDO LA COMPOSICIÓN DE DEA Y MDEA EN SOLUCIÓN	50
GRÁFICO 3-4: TASA DE RETORNO DE LA INVERSIÓN	59

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO A. COSTO DE COMPRA DE BOMBAS CENTRÍFUGAS, EL PRECIO INCLUYE MOTOR ELÉCTRICO

ANEXO B. COSTO DE COMPRA DE MEZCLADORES INMÓVILES

ANEXO C. COSTO DE COMPRA DE CALENTADORES DE INMERSIÓN ELÉCTRICOS

ANEXO D. COSTO DE COMPRA DE COLUMNAS VERTICALES. EL PRECIO NO INCLUYE BANDEJAS, EMPAQUES NI CONEXIONES

ANEXO E. COSTO INSTALADO PARA CONEXIONES DE COLUMNA DE ACERO. LOS VALORES SE APLICAN A CONEXIONES DE 136 KG (300 LB). MULTIPLIQUE EL COSTO POR 0.9 PARA CONEXIONES DE 68 KG (150 LB) Y POR 1.2 PARA CONEXIONES DE 272 KG (600 LB)

ANEXO F. COSTO DE COMPRA DEL EMPAQUE DE SILLA DE MONTAR DE ALTA EFICIENCIA Y DE ANILLOS APILADOS (EL PRECIO INCLUYE EL SOPORTE INTERNO Y LA DISTRIBUCIÓN DE LA COLUMNA)

ANEXO G. COSTO DE COMPRA DE TORRES DE ENFRIAMIENTO. LOS PRECIOS SON PARA TORRES DE ENFRIAMIENTO CONVENCIONALES, CON ESTRUCTURA DE MADERA, TIRO INDUCIDO Y FLUJO CRUZADO. EL PRECIO NO INCLUYE TUBERÍAS EXTERNAS, CABLEADO ELÉCTRICO, TRABAJOS DE CIMENTACIÓN ESPECIALES NI MANO DE OBRA EN EL CAMPO

RESUMEN

En el presente trabajo se simuló en el software DWSIM un proceso de endulzamiento de gas natural empleando soluciones acuosas de Dietanolamina (DEA) y Metildietanolamina (MDEA) como absorbentes para ajustar el contenido de gases ácidos como dióxido de carbono (CO₂) y/o ácido sulfhídrico (H₂S), a los valores permitidos por el ente regulador competente. Como base de cálculo de la simulación, se emplearon datos reales de flujo, composición y parámetros de operación recopilados de la literatura. Un posterior análisis de sensibilidad permitió identificar la DEA como la amina más eficiente que permite operar con cantidades óptimas de 0,1548 en fracción mol en solución acuosa que logra remover casi en su totalidad los gases ácidos identificando solo un 1,04% en volumen de CO₂ en la corriente del gas dulce, cumpliendo con la norma de vertimiento establecida. Luego, se realizó la validación de los resultados obtenidos tomando en cuenta aspectos de importancia como son: el software empleado cumple con los estándares de ingeniería de procesos siendo reconocido por grandes firmas tecnológicas y poderosos simuladores comerciales como Aspen Plus; el paquete termodinámico utilizado ha sido empleado en trabajos similares reportados por autores como (Casiano 2011), la composición molar del gas procesado en la simulación se encuentra dentro de los márgenes requeridos según la Norma NTE INEN 2489:2009 y los resultados obtenidos de la simulación óptima son comparables a los reportados por (Tixi 2019), siendo las fracciones molares de CO₂ de 0,005 y 0,0014, respectivamente, en ambos casos hay una remoción total de H₂S. También, se presenta una estimación preliminar de los costos de inversión y producción para llevar a cabo el proceso simulado. Finalmente, se recomienda realizar un estudio incorporando compuestos como la amina activada piperazina, empleada en este tipo de procesos a nivel mundial, en la actualidad.

Palabras clave: <PROCESO DE ENDULZAMIENTO>, <GAS NATURAL>, <DIETANOLAMINA>, <METILDIETANOLAMINA>, <DWSIM (SOFTWARE)>.

LEONARDO
FABIO
MEDINA
NUSTE

Firmado digitalmente por LEONARDO
FABIO MEDINA NUSTE
Nombre de reconocimiento (DN):
c=EC, o=BANCO CENTRAL DEL
ECUADOR, ou=ENTIDAD DE
CERTIFICACION DE INFORMACION-
ECIBCE, l=QUITO,
serialNumber=0000621485,
cn=LEONARDO FABIO MEDINA NUSTE
Fecha: 2021.09.20 20:00:48 -05'00'



1810-DBRA-UTP-2021

ABSTRACT

In the present work, a natural gas sweetening process was simulated in the DWSIM software using aqueous solutions of Diethanolamine (DEA) and Methyldiethanolamine (MDEA) as sorbents to adjust the content of acid gases such as carbon dioxide (CO₂) and/or hydrogen sulfide (H₂S), to the values allowed by the competent regulatory entity. Real data on flow, composition and operating parameters collected from the literature were used as the basis for the simulation calculation. A subsequent sensitivity analysis allowed identifying DEA as the most efficient amine that allows operating with optimal amounts of 0.1548 in mole fraction in aqueous solution that manages to remove almost all the acid gases, identifying only 1.04% in volume of CO₂ in the fresh gas stream, complying with the established discharge standard. Then, the validation of the obtained results was performed taking into account important aspects such as: the used software complies with the process engineering standards being recognized by large technological firms and powerful commercial simulators such as Aspen Plus; the thermodynamic package has been used in similar works reported by authors such as (Casiano 2011), the molar composition of the gas processed in the simulation is within the required margins according to the NTE INEN 2489 Standard: 2009 and the results obtained from the optimal simulation are comparable to those reported by (Tixi 2019), being the CO₂ mole fractions of 0.005 and 0.0014, respectively, in both cases there is a total H₂S removal. Also, a preliminary estimation of the investment and production costs to carry out the simulated process is presented. Finally, it is recommended to carry out a study incorporating compounds such as the activated amine piperazine, currently used in this type of processes worldwide.

Keywords: <SWEETENING PROCESS>, <NATURAL GAS>, <DIETHANOLAMINE>, < METHYLDIETHANOLAMINE>, < DWSIM (SOFTWARE)>



CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN

Se denomina al gas natural como un recurso no renovable, cuya composición cambia acorde al yacimiento de extracción, pero que generalmente contiene una combinación de hidrocarburos como metano, etano, propano, butano, conjuntamente con impurezas como por ejemplo vapor de agua, compuestos sulfurados, dióxido de carbono, nitrógeno y la presencia de hidrocarburos más pesados.

De los yacimientos el gas natural que se toma suele caracterizarse por ser un gas amargo (por los componentes ácidos que tiene), hidratado (presenta agua) y húmedo (presenta hidrocarburos líquidos). Por tal razón a fin de su implementación comercial o de vivienda, debe tratarse de tal manera que se minimice la concentración de los componentes no deseados. Para lograr esto se cuenta con tres principales procesos: el endulzamiento donde se remueven los ácidos, la deshidratación para disminuir la cantidad de agua hasta desaparecerla y el ajuste de punto de rocío que tiene la finalidad la eliminación de los hidrocarburos líquidos.

El proceso de endulzamiento se realiza con el fin de lograr la remoción del gas natural, gases como el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono, causantes de complicaciones en el funcionamiento y procesamiento del gas, además de problemas de corrosión, olores perniciosos, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, etc.

Hay dos tipos de endulzamiento de gas natural que pueden ser de absorción física y química, con la capacidad de eliminar los gases ácidos. En la absorción química se remueve el CO₂ de la corriente de gas, empleando soluciones acuosas de alcanolaminas, en donde el gas natural se endulza en una torre de absorción a una temperatura aproximada de 50 °C para un posterior proceso de regeneración de alcanolaminas a temperaturas de entre 110 y 120 °C. Esta etapa es bastante empleada a nivel comercial, aunque su costo de operación es alto debido a la cantidad de energía que se emplea para la regeneración del solvente. En el caso de la absorción física los solventes empleados son glicoles y otros solventes orgánicos en donde la interacción con el CO₂ no es tan intensa en comparación de las alcanolaminas, no obstante, hace falta menor cantidad de energía.

En la actualidad se han identificado una gran cantidad de estudios enfocados en el endulzamiento de gas, que se caracterizan principalmente por el tipo de proceso (físico o químico) y el tipo de adsorbente que se utilice. En el caso de la eliminación de gases ácidos, se realiza por medio de una etapa de absorción química con aminas. Ya que las aminas son compuestos derivados del amoníaco, donde uno, dos o tres equipos alquilo tienen la posibilidad de reemplazar los hidrógenos de la molécula de amoníaco para conformar aminas primarias, secundarias y terciarias

respectivamente, que son usadas para procedimiento o endulzamiento de gas para remover sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono de los gases, este proceso es usado en refinerías de petróleo, plantas petroquímicas, plantas de procesamiento de gas natural, por medio de la absorción del gas por resoluciones químicas acuosas de la amina usadas controlando los componentes físicos como temperatura y presión.

1.1. Antecedentes

Hasta esta época se han desarrollado distintas maneras para endulzar el gas natural, la votación de una en especial es dependiente, ejemplificando, de la proporción de contaminantes ácidos a remover. De entre los procesos más utilizados se tiene la absorción química, donde en contracorriente se pone en contacto el gas natural con la solución acuosa de amina (Erdmann et al. 2012, p. 14). Hoy en día, el gas natural representa el 20% de la demanda de energía primaria de la Alianza Europea siendo dichos porcentajes del 19% en la situación del carbón y del 45% del petróleo. En las últimas décadas las reservas probadas de gas natural a pesar de ser numerosas han ido creciendo. Pese a haberse más que doblado el consumo de gas natural, sus reservas probadas han crecido de manera considerable más veloz que su consumo, debido a que se efectúan nuevos hallazgos siempre y se elevan las reservas de los yacimientos existentes por las mejoras en las técnicas de producción (Salcedo Ramos 2012, p. 144).

En la investigación de Erdmann y colaboradores (2012, p. 14), para un gas propio de la región norte de Argentina simularon el endulzamiento de gas natural con aminas utilizando los parámetros operativos adecuados para la planta, con un sistema compuesto por una torre absorbadora y regeneradora donde se sucede el endulzamiento mediante el simulador Aspen-Hysys® V7.1 empleado en la industria petrolera y de gas. Como la finalidad de este estudio era realizar el análisis de sensibilidad se pudo identificar variables como la temperatura y la concentración de CO₂, en la corriente de amina regenerada; el flujo de gas a tratar y el caudal de amina, en la torre absorbadora. Principales variables operativas a considerar en un estudio posterior de optimización. El diseño del proceso de endulzamiento de gas natural, simulación y comparación, es un proceso por medio del cual se adecua el contenido de CO₂ o H₂S que salen del pozo, considerados como gases ácidos de las corrientes, a los valores permitidos por explicación, principalmente del ente regulador competente (Gutiérrez et al. 2013, p. 13).

Según Casiano (2011, p. 125), en su trabajo de investigación enfocó plantear para una corriente que tenía una concentración más grande al 7% en volumen de H₂S una solución de tratamiento. Por tal razón desde la literatura analizada obtuvieron datos para la selección de los probables procesos de procedimiento de consenso sus condiciones de operación (presión y temperatura), la proporción de H₂S capaz de remover y no producir productos secundarios que logren perjudicar

a los grupos, así como la porción elemental de dichos y el espacio con que se cuenta en la plataforma. A continuación, las simulaciones se realizaron en los diferentes escenarios para el endulzamiento con el programa HYSYS PRO I, a partir de la información requerida de cada uno de los procesos, debido a que trabajo con una mezcla gaseosa utilizaron las ecuaciones cúbicas de estado (NRTL y Soave Redlich - Kwong), y los paquetes de ecuaciones de cada simulador (Aminas, Glicoles, etc.), obteniendo cuatro alternativas que se adaptan a las necesidades del sistema, procediendo a la discretización de estos con el método Electra, el cual de acuerdo a la información seleccionada dispuso las variables en función de sus pesos, determinando el procesos de endulzamiento utilizando MDEA y DEA en la plataforma.

A grado de laboratorio del Área de Investigación en Termo física del Instituto Mexicano del Petróleo se han efectuado diversos estudios experimentales con resoluciones acuosas de tres diferentes alcanolaminas, reportando que los resultados sobre la función de absorción y selectividad para dióxido de carbono y anhídrido sulfúrico, así como los valores de densidad y viscosidad dinámica, considerando mezclas de varias aminas como amino-2-propanol, dielanolamina y la 2-amino-2-metil-1-propanol (Rebolledo 2011, p. 175).

1.2. Planteamiento del problema

La garantía de que el gas natural esté correctamente acondicionado para su aplicación de vivienda o industrial es su proceso de des-acidificación. La gran importancia de eliminar los elementos ácidos del gas natural radica en que estos ocasionan problemas de corrosión en los ductos por los que se le transporta, así como también en los equipos donde se realiza su procesamiento. En la formación del gas natural se pueden encontrar los denominados contaminantes, dentro de los cuales se encuentra el azufre, el cual, al combinarse con moléculas de hidrógeno, conforma el ácido sulfhídrico que se libera en forma gaseosa de los hidrocarburos en la medida en que se le suministra calor, elevando los niveles de toxicidad y peligro para la salud, lo cual depende tanto de la duración de la exposición, como de la concentración. Así también el ácido sulfhídrico para los pulmones es irritante y en concentraciones bajas irrita los ojos y el tracto respiratorio. Los métodos de absorción con sustancias como MEA o DEA son necesarios cuando el ácido sulfhídrico presenta afinidad molecular como ocurre en las corrientes de propano.

Generalmente en el diseño de los equipos se los sobredimensionaba a fin de evitar problemas en el proceso, lo que genera costos desmesurados de energía y de precio, con pérdidas de tiempo de producción. Problemática solucionable gracias a la utilización de simuladores de diseño de equipo que facilitan simular distintas condiciones de operación para optimizar el mejor diseño, que ofrece como ventajas el ahorro de energía, costos de equipamiento, procedimientos de operación, conveniente control de la calidad del producto obtenido.

1.3. Justificación del proyecto

En todos los continentes del planeta existen yacimientos de gas natural. Los depósitos naturales más importantes descubiertos hasta el momento están en países como Estados Unidos y Canadá respecto a América del Norte, Argentina, Venezuela, Trinidad y Tobago con respecto a América del Sur y en Holanda, Noruega y Gran Bretaña con respecto a Europa. Donde de las reservas mundiales, un 3,5% del total es representado por Europa, mientras Holanda cuenta con las reservas más importantes de todo el continente. Las cantidades de gas natural han ido en constante aumento a nivel global, razón por la cual, en la actualidad se han estudiado varias alternativas tecnológicas para su utilización en la industria, siendo uno de los principales problemas realizar el endulzamiento de gas natural con MDEA y DEA a nivel de laboratorio, debido que las aminas gastadas tienden acumularse en el sistema durante los procesos de endulzamiento de gas de contaminantes no recuperables y puede ocasionar problemas operacionales por causa del cierre natural del sistema y por consecuencia causar reducciones en la eficiencia.

La supresión de los elementos ácidos del gas natural se sabe cómo endulzamiento, esto se consigue por medio de su absorción con soluciones de tipos de aminas por medio de una actitud exotérmica reversible lo cual más adelante posibilita su regeneración. En esta indagación teórica se hizo la absorción de CO_2 y H_2S presentes en el gas natural usando el simulador de procesos Aspen-Hysys® V7.1, con su paquete termodinámico para aminas, utilizando Dietanolamina (DEA) y Metildietanolamina (MDEA). De esta forma, una vez que se incrementa el flujo y la concentración de amina, los resultados de absorción de CO_2 y H_2S obtenidos son satisfactorios. El proceso de absorción se crea de mejor forma a temperaturas bajas y presiones altas; por otro lado, el proceso de desorción optimización a temperaturas altas y presiones bajas.

Razón por la cual, en el presente estudio se enfocó en simular el proceso de endulzamiento de gas natural con aminas para el posterior análisis de sensibilidad paramétrico mediante DWSIM, a partir de la concentración de CO_2 y H_2S en el gas limpio, y como se ve influenciada por la composición de las aminas en solución. Para lo cual, se realizó este proceso utilizando DEA y MDEA en DWSIM, luego con los resultados se determinó el comportamiento de las variables presentes en el proceso una vez realizada la simulación en DWSIM mediante el análisis de sensibilidad y al final se comparó la eficacia del proceso de endulzamiento del gas y su comportamiento utilizando las dos aminas, con el fin de identificar qué amina proporcionó mejores resultados.

1.4. Objetivos

1.4.1. *Objetivo general*

Simular el proceso de endulzamiento de gas natural con aminas para el posterior análisis de sensibilidad paramétrico mediante DWSIM.

1.4.2. *Objetivos específicos*

- Realizar el proceso de endulzamiento de gas natural utilizando Dietanolamina (DEA) y Metildietanolamina (MDEA) en DWSIM.
- Determinar el comportamiento de las variables presentes en el proceso de endulzamiento de gas natural con las dos aminas una vez realizada la simulación en DWSIM mediante el análisis de sensibilidad.
- Comparar la eficacia del proceso de endulzamiento del gas natural y su comportamiento cuando se utiliza Dietanolamina (DEA) y Metildietanolamina (MDEA) identificado a la más óptima para el proceso.
- Validar los resultados obtenidos en la simulación con otros reportados en la literatura.
- Realizar una estimación preliminar de los costos de inversión y producción necesarios para poner en marcha el proceso simulado.

1.5. Alcance

Desde una investigación exploratoria y conociendo de manera general el manejo de una planta de endulzamiento de gas natural con aminas por medio de la revisión bibliográfica, se adaptaron ciertos conceptos al entorno del estudio para su posterior investigación en la fase crítica por medio de un estudio descriptivo del comportamiento de las variables operacionales en el ingreso y salida de todos los conjuntos que componen la planta.

CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO

2.1. El gas natural

2.1.1. *El origen del gas natural*

El gas natural al ser un combustible que se adquiere del interior de la corteza terrestre de piedras porosas se halla mezclado con el petróleo crudo no muy lejos de los yacimientos. Debido a que es un gas, solo se puede encontrar en yacimientos apartados. Detenido entre el petróleo y un manto pedregoso impermeable es la forma más a menudo de encontrar a este combustible o en condiciones de alta presión se diluye en aceite crudo (Gamboa Moreno and Portilla Suárez 2012, p. 95). El gas natural jamás es constante, pero su elemento primordial es el metano con un porcentaje mínimo de hasta el 88.5%, y lo demás de los hidrocarburos se hallan unos a modo de gas y otros como líquidos. Debido a sus ventajas económicas y ecológicas, el gas natural resulta todos los días más llamativo para muchas naciones; las propiedades de este producto, tales como su limitado intervalo de combustión, realizan de esta fuente de energía una de las más seguras del instante (Lapuerta Torres 2008, p. 94).

El gas dulce se puede encontrar en los yacimientos de petróleo como gas disuelto (Figura 1-2), en donde la temperatura del yacimiento es inferior a la temperatura crítica. En el caso de la presión el inicio de la reacción es superior a la de saturación, es decir, un yacimiento monofásico permitiendo la existencia de un gas (Gutiérrez and Iurrealde 2017, p. 249). Cuando la temperatura del yacimiento es superior a la crítica de condensación se habla de la existencia de gases sin condensación retrógrada (Figura 2-2), la mayor parte de estos gases dan en las condiciones de superficie: denominándose gases húmedos. En tanto que si la temperatura del yacimiento está comprendida entre la crítica y la crítica de condensación se trata de yacimientos de gas con condensación retrógrada (Figura 2-2), una condensación muy rápida de hidrocarburos en el yacimiento normalmente es provocado normalmente si la presión inicial es muy próxima a la presión de rocío (Maculo 2012, p. 331).

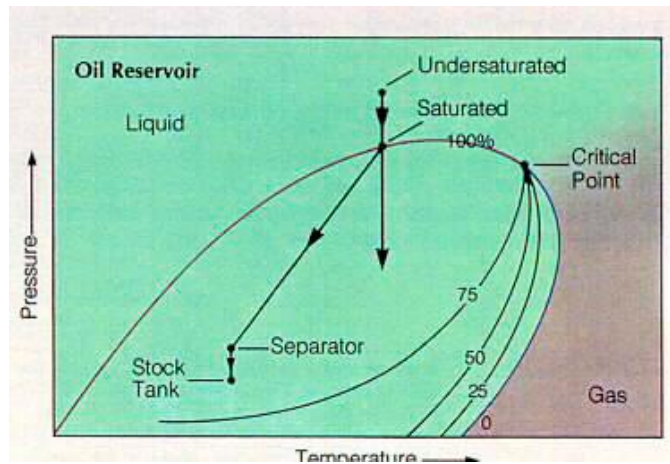


Figura 1-2. Diagrama Presión-Temperatura de un yacimiento de gas disuelto

Fuente: (Gutiérrez and Iurralde 2017, p. 249).

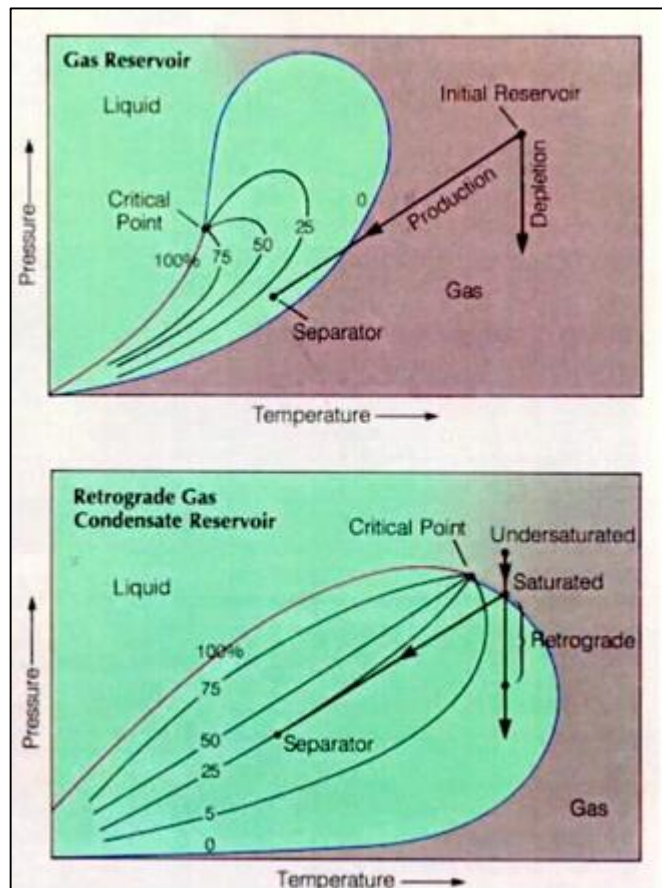


Figura 2-2. Diagrama Presión-Temperatura de un yacimiento de gas sin y con condensación retrógrada

Fuente: Gutiérrez & Iturralde (2017).

2.1.2. El gas natural y composición

Los elementos no deseables especialmente: el Ácido Sulfhídrico, Dióxido de Carbono y agua en estado gaseoso son arrastrados por el gas natural a partir de los yacimientos obteniéndose un gas húmedo por la existencia de hidrocarburos líquidos, por la presencia de elementos ácidos será amargo y debido al agua que lleva desde los yacimientos será hidratado (Caisana 2016, p. 22).

En la industria el gas natural tiene una gran variedad de usos, como fuente de calor en calderas industriales, en sistemas de calentamiento en procesos de producción industrial de metales, caucho, plástico, cemento, vidrio, cerámica y como materia prima para la producción de plásticos y productos químicos (Osinergim 2012, p. 16).

Para uso en distintos procesos de la industria, las calderas de gas industriales producen vapor o agua caliente a alta o baja presión y existen las calderas acuotubulares o piro tubulares (García López 2013, p. 215). En la producción metalúrgica se emplean los hornos industriales de gas, para precalentamiento en trenes de laminación en caliente, en tratamientos térmicos y otros. Los hornos de gas tipo túnel que disponen de una alta capacidad de producción y muy buena eficiencia energética, se utilizan en la industria de la cerámica; en la fabricación de ladrillos y en la industria de alimentación, en procesos de cocción y secado. También el gas natural es empleado en el tratamiento e incineración de residuos, considerando la relación de la presión y volumen entre los estados las fases líquidas, vapor y críticas de la mezcla como se indica en la Figura 3-2 (Mazón Fierro 2009, p. 124).

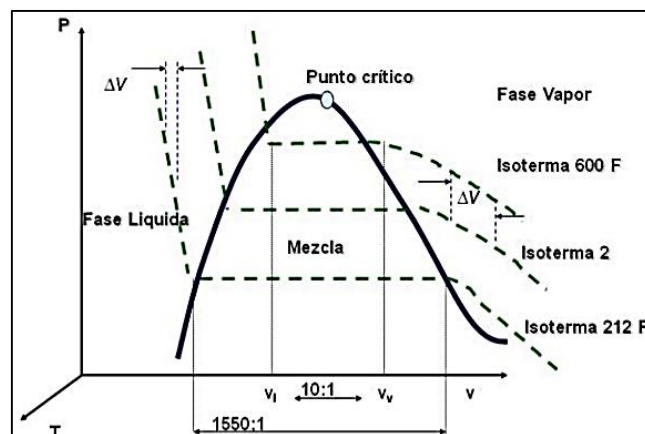


Figura 3-2. Diagrama Presión-Volumen de un yacimiento de gas

Fuente: (Mazón Fierro 2009, p. 124).

2.1.3. Ventajas del gas natural

Comparando las ventajas ambientales del gas natural con otros combustibles fósiles, los beneficios del gas natural alcanzan su máxima importancia con las siguientes cantidades, cuando

se quema produce entre un 40 a un 45% menos dióxido de carbono que la del carbón y un 20 a un 30% menos que los productos petrolíferos. Adicionalmente, en los autos que funcionan con gas natural generan un 20 a 30% menos de emisiones de dióxido de carbono que los autos de gasolina y diésel, las partículas sólidas como también las cenizas no son emitidas por el gas natural y en términos de óxidos de nitrógeno (NO_x), las emisiones son menores que las de los productos petrolíferos y carbón, y durante la combustión de gas natural, las emisiones de SO₂ son prácticamente nulas (Navarro Shuguli 2017, p. 109).

2.2. Componentes del gas natural amargo

Mediante el análisis se puede detectar los hidrocarburos en presencia o ausencia real de otras sustancias de interés ya que pueden causar perturbaciones en el desempeño de las operaciones, procesos y procesamiento industrial del gas. La estructura de una solución de gas natural (Figura 4-2) determina tanto las fracciones molares, volumétricas o fracción peso de sus componentes, de igual manera, se puede identificar como porcentaje mol, por volumen o por peso (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

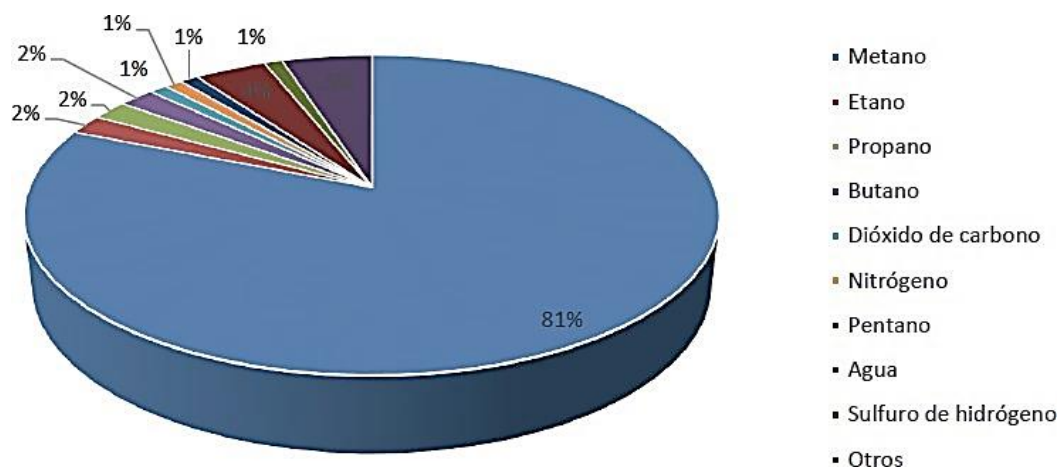


Figura 4-2. Componentes del Gas natural amargo

Fuente: (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

Los componentes que se encuentran en un gas natural se indican en la en la Tabla 1-2, considerando que varían de acuerdo al yacimiento.

Tabla 1-2. Composición del gas natural a trabajar

Componentes	Fórmula	Fracción molar
Metano	CH ₄	0,6931
Etano	C ₂ H ₆	0,1524
Propano	C ₃ H ₈	0,0693
I-butano	C ₄ H ₁₀	0,0083

Fuente: (Caisana 2016, p. 22).

2.3. Descripción del proceso de endulzamiento de gas natural

2.3.1. Operaciones unitarias en el procesamiento de gas natural

La principal función del equipo en las operaciones gas-líquido es lograr la difusión interfacial de los componentes mediante el cumplimiento de la reacción de los dos fluidos (Caisana 2016, p. 22). Al ser directamente proporcional la rapidez de la transferencia de masa a la superficie interfacial expuesta entre las fases (Gamboa Moreno and Portilla Suárez 2012, p. 95), resulta muy importante la índole y grado de dispersión de un fluido en el otro. Generalmente el equipo suele clasificarse según su actividad principal de dispersar un gas o un líquido, aunque en muchos dispositivos se dispersan las dos fases. Las operaciones que se utilizan en este proceso son arrastre de vapor, destilación, combinación de rectificación y agotamiento (Gamboa Moreno and Portilla Suárez 2012, p. 95).

2.3.2. Descripción general del proceso tradicional de endulzamiento de gas natural

El endulzamiento del gas natural se refiere a la limpieza del gas, específicamente para eliminar el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono, considerablemente corrosivos en presencia de agua y afectan negativamente del gas natural su capacidad calorífica (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14). Esta operación implica la eliminación de las impurezas presentes en estado gaseoso (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

Durante la absorción química es fundamental la utilización específica de solventes para eliminar gases ácidos como CO₂, H₂S y SO₂, como soluciones acuosas de alcanolaminas, de las cuales las más utilizados para endulzar el gas natural son: monoetanolamina (MEA), dietanolamina. (DEA), N-metildietanolamina (MDEA), o una combinación de dichas soluciones (Londoño and Villegas 2015, p. 68).

Identificando que la metodología industrial tiene dos etapas principales, donde la primera refiere a la absorción de gas ácido, donde se encarga de retener el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono de una corriente de gas natural amargo usando metildietanolamina (MDEA) en condiciones de una temperatura baja y una presión elevada; mientras para la segunda etapa que consiste en la regeneración de la amina se realiza adicionando calor a una presión baja (Pino 2011, p. 129).

Eliminar gases ácidos en especial el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico se realiza también debido a las especificaciones de tuberías necesitan que la concentración de dichos gases primordialmente de CO₂ sea limitada a en torno al 2% en volumen (aunque esta cantidad varía en diferentes lugares) justamente para prevenir efectos dañinos en las tuberías (Londoño and Villegas 2015, p. 68). Una hipótesis razonable es que aproximadamente la mitad de la producción bruta de gas asociado contiene concentraciones de CO₂ en un promedio de al menos 4% en volumen, cifras

que pueden ser usadas para ilustrar la magnitud de oportunidades de captura y almacenamiento de CO₂ (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14).

En la composición del gas y en la concentración de las soluciones que se utilizan en los sistemas de amina, el agua interviene muy fuertemente y es muy importante considerar en el gas de alimentación y en el gas tratado la presencia de los gases ácidos. La cantidad de gas ácido que se va a extraer, se establece de la diferencia molar de ambas condiciones y que lógicamente define el diseño de los equipos y el proceso que se deba a utilizar, en el endulzamiento, de tal forma que sea efectivo, de fácil aplicabilidad y además económico (León 2013, p. 112).

De una corriente gaseosa es necesaria la eliminación del H₂S, debido a los problemas ambientales y de salud que este compuesto causa, además de los daños a los equipos de una planta por sus características corrosivas, a partir de la eliminación selectiva del ácido sulfhídrico, que se convierte en azufre elemental, que han sido utilizados comercialmente en una amplia gama de presiones, desde atmosférica hasta 65 bares, conteniendo oxígeno (Ocaña Vergara 2019, p. 66).

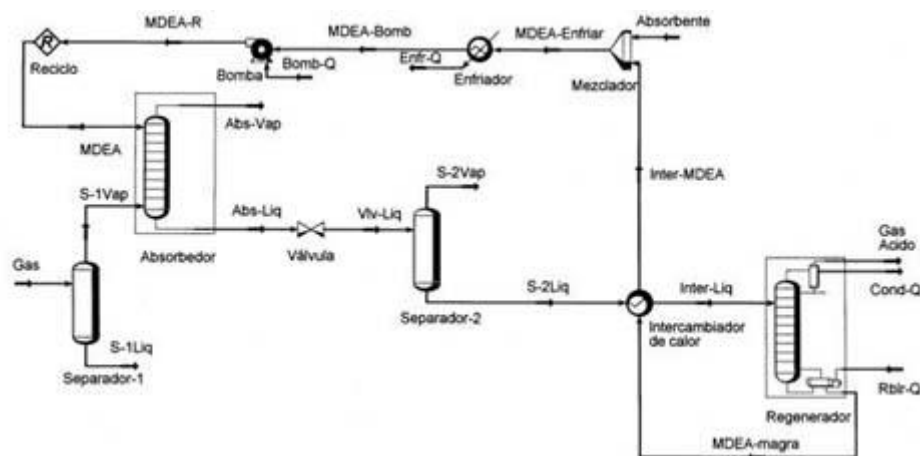


Figura 5-2. Diagrama del proceso de endulzamiento del gas natural amargo

Fuente: (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

En la actualidad se dispone de procesos altamente específicos, con solventes y aditivos complejos, que hacen que el endulzamiento que data desde hace muchos años, sea de gran eficiencia tal como se muestra en el proceso de la Figura 5 (Tixi et al. 2019, p. 12). La planta para endulzar el gas natural está compuesta por los siguientes equipos (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14):

Separador de entrada: Encargado de separar los contaminantes que van a la planta donde se va tratar el gas, como hidrocarburos en estado líquido, partículas sólidas, etc., causantes de problemas de corrosión, espuma, etc.

Torre contactora: Conjuntamente con la torre de regeneración es uno de los principales equipos de la planta. Por el extremo de abajo ingresa el gas ácido y la amina libre de CO₂ (amina pobre) por el extremo de arriba de la torre. En cuanto la amina que sale de la torre por aumentar en su

composición la concentración de elementos ácidos se la conoce como amina rica.

Tanque de venteo: Utilizado en la recuperación de los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que estos provocan la generación de espuma en los equipos siguientes en este caso la torre regeneradora. Las condiciones de trabajo de este equipo es operar a bajas presiones, provocando la vaporización de los hidrocarburos disueltos y el transporte de pequeñas cantidades de CO₂.

Intercambiador Amina-Amina: Para facilitar la desorción del gas de la solución la amina rica debe ser calentada y para disminuir la demanda de energía del rehervidor del sistema de regeneración se debe aprovechar el calor de la amina pobre regenerada. El hecho de que el intercambiador opera a una presión menor a la del tanque flash provoca la liberación de gases ácidos a medida que se calienta la amina rica, lo que debe evitarse puesto que hace que el sistema sea bastante corrosivo.

Torre regeneradora: Trabaja en contracorriente y como tal en ella se elimina el CO₂ de la amina regenerada para poder ser utilizada de nuevo. De acuerdo a la numeración de los platos que se numeran de arriba hacia abajo la solución ácida ingresa por el cuarto plato, para vaporizar parte del agua contenida en la solución de amina rica entrando en contacto con una corriente generada en el rehervidor de fondo que es la de vapor de agua. Para poder aumentar la eficiencia de la torre se debe utilizar “vapor de stripping” debido a que a medida que se aumenta la cantidad de vapor, aumenta también la cantidad de CO₂ despojado. El condensador actúa como un separador gas líquido, mientras que el gas removido es incinerado el vapor se condensa y se usa como reflujo de la torre.

Tanque de almacenamiento: Se lo emplea con la finalidad de almacenar la amina pobre recuperada y recuperar las pequeñas pérdidas que pudieron haber existido en el proceso. Es importante evitar que se produzca el contacto entre la amina y el aire en el tanque porque la reacción de la amina sería perder su propiedad de absorción, dicha situación que puede ocurrir en el tanque se puede prevenir colocando un colchón de gas inerte.

Filtros: Antes de que la amina regrese al proceso, circula mediante filtros para eliminar las partículas contaminantes de la corrosión. Con el fin de evitar que estos dispositivos se saturen con suciedad hay que reemplazarlos o limpiarlos regularmente. Su saturación se puede notar por medio del crecimiento de la caída de presión mediante éste.

Enfriador: Es necesario utilizarlo en el proceso debido a que por causa de las altas temperaturas que opera la torre de regeneración saldrá caliente la amina pobre, y de manera directa a la torre contactora no se la puede integrar porque ocasionaría una reducción de su capacidad de retener el CO₂. Gracias a la acción del enfriador la amina recirculada reduce su temperatura aproximadamente 10 °C superior a la temperatura que ingresa la corriente de gas a tratar a la torre contactora.

2.3.3. Especificaciones del gas natural dulce

El gas natural que se obtiene después del proceso de endulzamiento no debe contener agua, aceite, hidrocarburos en estado líquido, polvos, gomas y material sólido. Además, que se consideran otros gases pueden intervenir en el correcto funcionamiento de las etapas de almacenamiento, transporte y distribución a los equipos o instalaciones. Al final el gas natural trabajado debe ser comparado con la composición que se encuentra en la Norma NTE INEN 2 489:2009 del Instituto Ecuatoriano de Normalización como se indica en la Tabla 2-2, según su composición, estado y variación de porcentaje molecular.

Tabla 2-2. Composición del gas dulce

Componentes	Fórmula	Estado	Fracción molar
Metano	CH ₄	Gas	55 – 98
Etano	C ₂ H ₆	Gas	0,10 – 20
Propano	C ₃ H ₈	Gas	0,05 – 12
n-butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,05 – 3
Iso-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,02 – 2
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
Iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
Hexano	C ₆ H ₁₄	Líquido	0,01 – 0,50
Heptano	C ₇ H ₁₆	Líquido	0,01 – 0,40
Nitrógeno	N	Gas	0,1 – 0,50
Dióxido de carbono	CO ₂	Ga	< 0,2
Oxígeno	O ₂	Gas	0,09 – 0,3
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	Gas	Trazas
Helio	He	Gas	Trazas

Fuente: NTE INEN (2009, p. 8).

2.4. Consideraciones generales en el proceso de endulzamiento de gas

2.4.1. Impurezas con el gas de alimentación

Para escoger un proceso que satisfaga las necesidades, se requiere un cuidadoso análisis de la composición del gas de alimentación. Las impurezas que se encuentran comúnmente en el gas natural, además de CO₂ y H₂S, sulfuros, di sulfuros, mercaptanos, hidrocarburos pesados, hidrocarburos líquidos y agua, donde estos dos últimos saben resultar un problema (Londoño and Villegas 2015, p. 68).

2.4.2. Concentración de dióxido de carbono a ser removido

Para la remoción de CO₂ ciertos procesos son realmente efectivos, simplemente con pequeñas cantidades de dióxido de carbono. Por ejemplo, las mallas moleculares a escala pobre representan una buena economía, debido a que para absorciones de cantidades adicionales de CO₂ se necesita mayor número de mallas y por tanto peso extra. Sobre las ganancias, las mallas moleculares se restringen económicamente a contenidos pequeños de CO₂ (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14). Por este motivo el uso de procesos con solventes químicos resulta cada vez más competitivo. En tal sentido, la cantidad de CO₂ a intentar eliminar provoca que el aumento calórico necesario para la regeneración reste importancia, equilibrando así los costos operacionales y de capital (Tacuri Ayala 2015, p. 104). Debido a que la composición de H₂S en la corriente de entrada al proceso es muy baja, este siempre quedará completamente removido de gas natural ya sea en presencia de aminas o simplemente por contacto directo con el agua.

2.4.3. Especificaciones del gas tratado

Existen ciertas especificaciones en la extracción del CO₂ que requieren más cuidado, en particular, cuando se utiliza gas ácido para fines de inyección a 5000 psia, por la repercusión de la corrosión, es necesario cumplir con los requisitos establecidos por los organismos internacionales de control (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

2.4.4. Corrosión

En casi todas las plantas de endulzamientos la corrosión es una operación preocupante, debido a que las condiciones que la crean son una combinación de H₂S y CO₂, con agua. En general una corriente de gas con una relación H₂S/CO alta es menos corrosiva que una corriente con una relación H₂S/CO₂ más baja (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12). Las concentraciones de H₂S a distintos ppm con concentraciones de CO₂ del 2% o más su tendencia en especial es ser menos corrosiva, lo cual es bueno ya que en las plantas de endulzamiento la corrosión por naturaleza ayuda a la creación de químicos, dependiendo de la temperatura y de la viscosidad del líquido. El tipo de solución endulzante utilizada y su concentración poseen un profundo efecto en la tasa de corrosión. Puede ocurrir un aumento en la corrosión con soluciones más fuertes y con mayores cantidades de gases ácidos (Gamboa Moreno and Portilla Suárez 2012, p. 95).

2.4.5. Formación de espuma

Una gran formación de espuma se genera gracias al aumento inesperado en la caída de presión por medio del contactor. Si sucede la formación de espuma, el contacto entre el gas y los químicos de la solución es pobre dando como resultado una reducción en la capacidad del tratamiento y por consiguiente en la eficiencia del endulzamiento hasta llegar al punto en que posiblemente no se pueda alcanzar las especificaciones de salida (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

2.4.6. Perdida de amina

Las pérdidas de amina tienen la posibilidad de convertirse en una dificultad operacional grave y costosa. Dichas pérdidas generalmente se deben a la solución arrastrada tanto en el absorbedor como en el vapor del tanque de ventilación, al taponamiento del extractor de niebla, la formación de espuma, cuando se vaporiza la amina en el regenerador, en el momento que se degrada en productos termoestables en la situación de las aminas primarias, derrames operacionales, trabajos de aseo mal hechos y disposición de productos del re concentrador (Pino 2011, p. 129).

2.4.7. Filtración

Una buena señal de que algo anda mal es que el costo anual de los cartuchos es más grande que el costo anual de las aminas, por tanto, un buen conocimiento de filtros y técnicas de filtración ayudará a minimizar el costo de purificar la amina (Morales et al. 2005, p. 3).

2.5. Tipos de procesos

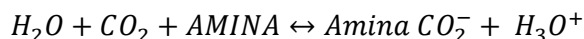
Existen seis fases en el proceso de des-acidificación por absorción química, absorción físico-química, absorción y adsorción física, membranas y diferentes procesos de endulzamiento, procesos criogénicos y procesos de lecho sólido o seco (Morales, Tirado, Cabrera and Mercado 2005, p. 3). La eliminación del dióxido de carbono CO₂, elemento gaseoso del gas natural perteneciente de los yacimientos de petróleo y presente en los conjuntos de combustión en los campos de producción del mismo, para lo que se explica en seguida los diferentes procesos de captura de CO₂ que en la actualidad se permanecen desarrollando a grado comercial y empírico.

2.5.1. Absorción química en líquidos

Es un fenómeno de volumen, o sea el elemento del gas que se quiere dividir se distribuye a lo largo del volumen del disolvente, así sea por medio de un fenómeno físico o químico, donde el componente contaminante es transferido al líquido ya que es más simple de trasladar e intentar (Gutiérrez, Sosa, Ruiz, Zapata and Erdmann 2013, p. 13). Los métodos de absorción química se basan en la reacción química de un solvente, con el CO₂ disuelto en los gases. La absorción química se usa en la industria petroquímica y en la producción de gas natural o amoniaco para borrar el CO₂ de las corrientes de gases (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

En los etapas de absorción a partir de postcombustión para la captura del CO₂, el gas ingresa a través de una unidad llamada “scrubber” cuya finalidad es eliminar la fase líquida y los hidrocarburos líquidos, una vez enfriado, se contacta por contracorriente con el solvente químico en una torre contactora a temperaturas entre 40 y 60 °C, en la cual la solución ingresa por la parte preeminente y el gas por la parte inferior, en donde el elemento activo reacciona con los gases ácidos para conformar compuestos inestables y solubles en el solvente (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14).

Los gases ácidos (solvente rico) gracias a la amina son depositados en el fondo de la torre contactora después del contacto amina-gas. El solvente rico es llevado a un separador horizontal (flash tank), para remover los gases de hidrocarburos y los condensados disueltos (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12). En el proceso de absorción la ecuación química principal que ocurre es la siguiente:



Entre la solución y los gases ácidos las reacciones que se dan lugar resultan reversibles, en consecuencia, la solución rica en CO₂/H₂S denominada absorbente rico, a través de un intercambiador de calor es bombeada a la torre de regeneración. Donde el calor proveniente del “re boiler” rompe las uniones amina – CO₂ / H₂S separándose los gases ácidos por un lado y por otro la amina pobre. Usualmente el calor del re boiler es provisto por vapor de agua saturado a 45 /55 psi (274 / 287 °F) el que produce una temperatura de regeneración máxima de 260 °F (127 °C) y a presiones cercanas a las atmosféricas (López Díaz 2020, p. 64). Por último, consiguiendo el gas dulce.

2.5.2. Procesos con solventes químicos

En estos procesos gracias a la reacción química del gas natural con el elemento activo, se forman compuestos inestables en un solvente que circula en la planta. La solución rica se puede dividir en sus elementos originales primordialmente, por medio de la aplicación de calor; mientras que

para liberar los gases ácidos y regenerar el solvente, aunque con menor predominación, se puede lograr por reducción de la presión de operación. Una vez regenerada, la solución se envía nuevamente a la unidad de absorción (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

En el solvente el elemento activo se puede considerar a una solución alcalina con o sin aditivos o a una alcanolamina. Inicialmente las aminas tienen más afinidad por el CO₂ y generan una parte significativa del calor de la reacción (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12).

2.5.2.1. MEA (*Monoetanolamina*)

No está sujeta al pago de patentes, es decir, es una tecnología abierta. En la eliminación no selectiva de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno es preferible utilizarla, aunque no es recomendable aplicarla en ciertos contaminantes, entre ellos el oxígeno, COS y CS₂ ya que tienden a degradar la solución (Gamez Valero and Cobo Angel 2018, p. 12).

2.5.2.2. DGA (*Diglicolamina*)

Es una amina primaria e higroscópica que comparada con la MEA presenta la misma reactividad, no obstante, la que presenta mejor estabilidad y baja presión de vapor es la DGA, permitiendo implementar concentraciones razonablemente altas, usualmente 50 a 70 % p/p con sus respectivas cantidades de gas ácido. Como las tasas de circulación necesarias son mucho más inferiores, los requisitos de inversión y energía son más bajos que al de los de MEA (Ortega Viera et al. 2015, p. 12).

2.5.2.3. DEA (*Dietanolamina*)

A altas concentraciones se torna muy viscosa a pesar de que comparada con la MEA suele ser aún menos corrosiva y también tiene una reacción más lenta con COS y CS₂ que generan distintos productos de la reacción dando como resultado una menor pérdida de amina cuando reacciona con estos gases. Gracias a que tiene una presión de vapor más baja opera correctamente en absorbedores de baja presión y respecto a las pérdidas de solución de amina por evaporación son pequeñas (Caisana 2016, p. 22).

2.5.2.4. DIPA (*Disopropanolamina*)

Con base molar las soluciones DIPA presentan una considerable capacidad para el transporte de gas ácido, pero en vista del elevado peso molecular del solvente, demanda de tasas másicas muy altas. El proceso DIPA para remover CO₂ con gran dificultad consigue competir con otros

procesos, sin embargo, en lo que presenta mayor eficiencia es en la remoción del H₂S. También se utiliza en el tratamiento de líquidos (Gutiérrez, Sosa, Ruiz, Zapata and Erdmann 2013, p. 13).

2.5.2.5. ADIP (*Diisopropanolamina*)

Para eliminar selectivamente el sulfuro de hidrógeno de gases de refinería con alto contenido de H₂S/CO₂ es ampliamente empleado el proceso SHELL ADIP que utiliza soluciones acuosas relativamente concentradas (30 - 40% p/p). El COS, se remueve parcialmente (20-50%) (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

2.5.2.6. MDEA (*Metildietanolamina*)

Se puede utilizar en concentraciones permisiblemente más altas, es una amina terciaria, menos elemental. Reacciona muy lento con el CO₂, por lo cual, para removerlo, hace falta de un más enorme número de etapas de equilibrio en la absorción. Cuando ambos gases están presentes (CO₂ y H₂S) resulta mejor aplicarla en la eliminación selectiva del H₂S. En el caso de la remoción de CO₂ la ventaja de la MDEA resulta en que la solución contaminada puede regenerarse por la acción de una separación instantánea (Gamez Valero and Cobo Angel 2018, p. 12; Londoño and Villegas 2015, p. 68).

2.5.2.7. A-MDEA (*Metildietanolamina activada*)

La MDEA activada, se trabaja con permiso, añadir una amina secundaria como activador apresura la absorción cinética del CO₂. La A-MDEA no puede utilizarse en la eliminación selectiva del H₂S por la existencia del activador. En función de las especificaciones del gas tratado regenerar parcialmente la solución puede verse afectada a causa de que la solución rica se evapora (Gutierrez 2014, p. 169).

2.6. Simulación de procesos

Permite la indagación de plantas químicas activas y realizar las siguientes tareas que son habituales en diferentes ramas de la industria química como el mejoramiento de la competitividad al detectar ineficiencias resultantes de la falta de coordinación entre departamentos de una misma planta y aplicar exitosamente a centenarios de escenas en diferentes áreas, incluyendo la formación rápida de prototipos, construcción, visualización científica, tecnología y educación (Caisana 2016, p. 22).

Los simuladores informáticos para los procesos de la industria química son un instrumento eficaz,

por su capacidad para predecir el comportamiento de los procesos, modificar las condiciones de funcionamiento, optimizar las variables de operación y del proceso, y producir resultados en forma de gráficos o tablas (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14). Para el simulador de procesos la definición más adecuada resulta ser una técnica para la evaluación inmediata de un proceso a partir de su representación a través de modelos matemáticos. Si la cantidad de variables que aparecen en la especificación matemática de una planta de procesamiento químico es bastante grande, y la cantidad de las ecuaciones no lineales a resolver resulta ser del mismo orden, la única manera posible de solucionar el problema es a través de un computador (Erdmann, Ruiz, Martínez, Gutierrez and Tarifa 2012, p. 14).

Últimamente, la simulación de procesos, se ha convertido en una herramienta muy útil para el diseño de procesos químicos, caracterización, optimización y seguimiento del funcionamiento de métodos industriales, a más de utilizarse, se está difundiendo en las establecimientos de formación en ingeniería química debido a que la simulación de procesos desempeña un papel muy importante en la industria química (Navarro Shuguli 2017, p. 109).

2.7. Programa DWSIM

La simulación de procesos químicos es aquella que representa las múltiples operaciones y procesos unitarios que se hacen en una industria en ventaja de los balances de energía, balances de masa y esos datos que son establecidos mediante los diversos conjuntos de proceso (González Castaño 2019, p. 212).

Según Rivadeneira (2014, p. 169), un simulador de procesos es un instrumento bastante versátil que posibilita al cliente poder mirar los diferentes procesos que se conducen a cabo en la transformación de un proceso dado de una forma más técnica y didáctica. Este instrumento de la simulación se puede dividir en dos criterios diversos como son el proceso batch o constante y si se toma presente la era un proceso estacionario o conocido como dinámico.

Hay varios simuladores comerciales como lo son Aspen, DWSIM y Hysys Pro2, los cuales resultan muy eficientes al instante de simular los procesos, sin embargo, con una desventaja el cual es el presupuesto que es bastante enorme para empresas pequeñas y universidades por lo que no se lo puede obtener de forma sencilla. Hysys Pro2 es un instrumento tecnológica que posibilita simular procesos de forma independiente mediante código abierto, lo que supone que lo tienen la posibilidad de obtener cualquiera puede tener ingreso al código fuente del programa y su descarga es plenamente gratuita (Ocaña Vergara 2019, p. 66).

2.7.1. Características del Simulador DWSIM

El programa DWSIM tiene una interfaz bastante eficiente y simple de usar con distintas

funcionalidades que se hallan comúnmente en otros simuladores, tiene modelos termodinámicos avanzados, paleta de las diversas operaciones unitarias y herramientas para la caracterización de derivados del petróleo (López Díaz 2020, p. 64).

En medio de las operaciones unitarias que incluye el programa existen: mezcladores, bombas, reactores, columnas de destilación, intercambiadores de calor, válvulas, expansores entre otros. Además, entre los modelos termodinámicos que trae el programa están: modelos NRTL, Ley de Raoult, Peng Robinson, Soave-Redlich-Kwong entre otros. Unas de los beneficios más relevantes del programa es que cumple con los estándares de ingeniería de procesos lo que posibilita la interoperabilidad para la simulación. Las compañías con monumentales firmas tecnológicas y poderosos simuladores comerciales como los son Aspen Plus y por ser el primer programa de código abierto recibió reconocimientos (Corte et al. 2017, p. 203).

2.7.2. Modelos termodinámicos en la simulación de procesos

Los modelos termodinámicos primordialmente nos sirven para calcular equilibrios de etapa, además para solucionar balances de masa y de energía en grupos como calderas para la generación de energía que se usaran en la simulación. Los primordiales procedimientos termodinámicos son las EOS (ecuaciones de estado), LACM (los modelos de coeficientes de actividad), y las correlaciones especiales para sistemas en concreto (León 2013, p. 112). Para el modelado de mezclas apolares como es la situación de los hidrocarburos, resulta más simple la votación del procedimiento termodinámico, debido a que sólo influirán las fuerzas de atracción y repulsión en medio de las moléculas, por lo cual las ecuaciones de estado son las más apropiadas (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12).

Se llaman ecuaciones de estado a cualquier ecuación que relaciona presión, temperatura y volumen molar de un fluido, válidas principalmente como para la etapa de vapor como líquida. En este conjunto se hallan las ecuaciones cúbicas de estado cuya expresión matemática es una funcionalidad polinomial de tercer nivel, en medio de las más destacadas permanecen: las ecuaciones de Vander Waals, Soave-Redlich-Kwong, Peng Robinson y NRTL (Rivadeneira 2014, p. 169). En los procesos de gas natural se escoge cualquiera de los modelos termodinámicos, pero en este caso se utiliza es el modelo termodinámico NRTL (López Díaz 2020, p. 64).

Generalmente, NRTL da más flexibilidad en la especificación de los equilibrios de etapa que otros modelos de actividad gracias a los límites extra no aleatorios. No obstante, en la práctica esta flexibilidad se disminuye para eludir una explicación de equilibrio incorrecto fuera del rango de datos regresados. Muestra unos resultados semejantes, aun cuando es mejor para presagiar las características de compuestos en etapa líquida, en especial los apolares, y paralelamente, presagiar la igualdad líquido vapor de las sustancias, objetivo que no puede hacer la ecuación basados en coeficiente de actividad (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12).

2.8. Análisis económico de procesos

Después que se ha preparado el diagrama de flujo y un paquete técnico preliminar, el siguiente paso lógico es realizar un análisis económico preliminar mediante el costo de la planta química conocido como el capital fijo, los costos de producción y la tasa de recuperación de la inversión. Se considera que una planta se contempla a futuro y debe calcularse según el pasado, para esto es evidente la necesidad de índices de inflación (índices de costo) o factores de escalamiento. Debido a estas complejidades o incertidumbres, estos cálculos presentan un 5% más menos de exactitud. Afortunadamente, con los esfuerzos de generaciones de ingenieros de costos es relativamente fácil y rápido interpretar en forma aproximada las especificaciones técnicas en dólares. Por tanto, en una evaluación de pre diseño, donde pueden tomarse errores de 20 a 30%, las cantidades de tiempo y dinero necesarios para la preparación de un cálculo aproximado son relativamente pequeñas.

Para el costo original de capital se define, fundamentalmente, el tipo de equipo, su dimensión y material de construcción a partir de la información suministrada por el diagrama de flujo; entonces el precio de compra aproximado del equipo puede obtenerse por algún proveedor de referencia o por experiencias anteriores de compra. En la literatura de ingeniería química se presentan en tablas los precios de diversos equipos de proceso. El empleo de los datos disponibles frecuentemente requiere la corrección con factores de dimensión e índices de costo (Ulrich 1985, p. 296-357).

CAPÍTULO III

3. METODOLOGÍA

En el presente trabajo se realizó un proyecto predictivo utilizando aminas (DEA y MDEA) como solventes para de endulzamiento del gas amargo reduciendo las cantidades de dióxido de carbono y ácido sulfhídrico. Para lo cual, se consideró las siguientes etapas en la metodología de estudio, como se indican en la Figura 1-3.

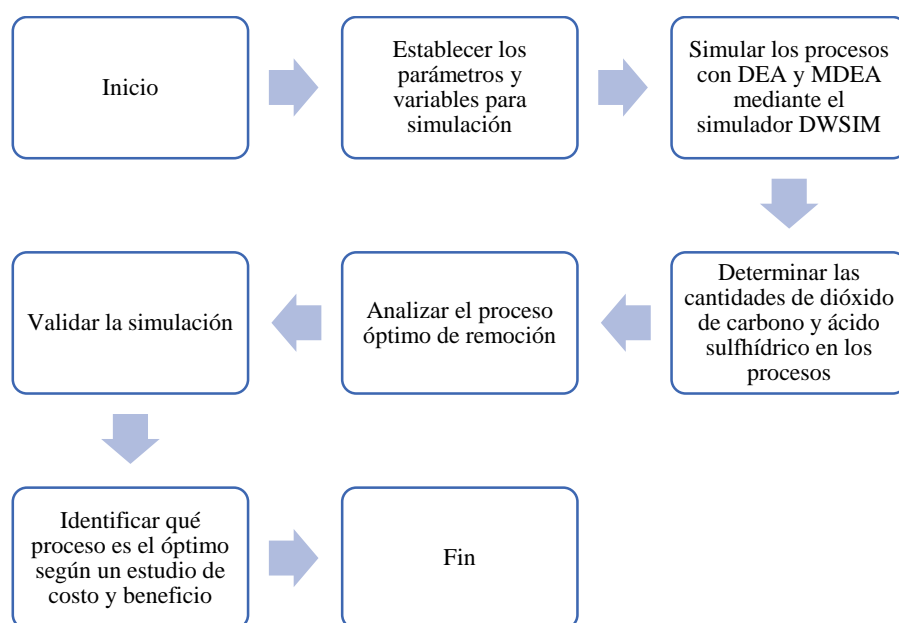


Figura 1-3. Etapas de la metodología a seguir

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Considerando que el trabajo tiene enfoque cuantitativo debido a que utilizan los resultados obtenidos en los procesos de endulzamiento de gas natural con cada una de las aminas de estudio en el modelo termodinámico NTRL.

Luego se realizó un análisis comparativo entre los resultados de las dos aminas empleadas con el fin de identificar cual es la más óptima en producción y costo beneficio.

3.1. Establecimiento de parámetros

La composición del gas amargo de entrada al proceso de endulzamiento se tomó de un análisis cromatográfico del gas procedente del campo Villano Alfa del bloque 10, empresa Agip Oil Ecuador, elaborado por el laboratorio de Análisis Industrial del departamento de Ingeniería Química de la Escuela Politécnica Nacional (Figura 2-3).

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL
REPORTE DE ANÁLISIS LAII - 050- 09

PARA: AGIP OIL ECUADOR
DE: Ing. Miguel Parreño C.
 JEFE DEL LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL
ASUNTO: Reporte de análisis por cromatografía de gases de una muestra de gas de pozo identificada como:

Muestra	Gas proceso CPF
Presión (psi)	49,5 PSI
Temperatura (°F)	69 °F
Lugar de muestreo	Scrubber de gas

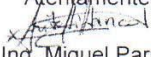
FECHA RECEPCION: 14 de julio de 2009

FECHA REPORTE: 16 de julio de 2009

Las muestras se analizaron a 50°C. Se obtuvieron los siguientes resultados:

Component	Gas proceso CPF	
	%Peso	%Moles
Nitrógeno	8,12	8,18
Metano	28,71	50,65
CO2	8,57	5,50
Etano	11,54	10,86
H2S	0,01	0,01
Agua	2,60	4,08
Propano	14,89	9,55
Isobutano	5,57	2,71
n-Butano	8,56	4,17
Isopentano	5,55	2,18
nPentano	2,74	1,08
Isohexano	0,10	0,04
n-Hexano	2,09	0,69
i-heptano	0,95	0,31

	Gas proceso CPF
Densidad relativa:	0,98
Peso molecular promedio [g/gmol] :	28,23
Poder calórico del gas [Btu/pie3] :	1355,04
Octanaje del gas	90,25
Contenido líquido del gas GPM (glns/MPC)	26,00
Contenido de agua (lbs/MMPC)	1589,99

Atentamente,

 Ing. Miguel Parreño C.
 JEFE DE LABORATORIO

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL
 Quito - Ecuador

Figura 2-3. Cromatografía de gases

Fuente: Salcedo Ramos (2012, p. 144).

Con base en el consumo de gas natural anual en Ecuador de alrededor de los 453.1 millones de metros cúbicos en 2020 (mundi 2021), es fundamental encontrar datos de composición referentes a pozos de extracción propios de nuestra región. Por tanto, se decidió trabajar con la composición del gas natral mostrada anteriormente (Figura 2-3) tomando en cuenta que su fuente natural constituye uno de los principales yacimientos de extracción del país, con la premisa de

que los resultados obtenidos en este proyecto de tesis sirvan como punto de partida a futuras investigaciones.

3.2. Variables de operacionalización

3.2.1. Selección de variables

Las variables de operación identificadas en el proceso de endulzamiento del gas natural, se muestran resumidas a continuación:

Tabla 1-3. Variables del proceso

Tipo de variable	Variable	Unidad
Independiente	Fracción molar de CO ₂ , H ₂ S, EDA y MDEA de entrada (X; unidad química que se usa para expresar la concentración de una solución).	Adimensional
	Relación de flujo	mol/s
	Temperatura	K
	Presión	KPa
Dependiente	Fracción molar de CO ₂ , H ₂ S, EDA y MDEA de salida (X; unidad química que se usa para expresar la concentración de una solución)..	Adimensional

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

3.3. Simulación DWSIM

Las aminas más utilizadas en los procesos de remoción de gases ácidos son: Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Diglicolamina (DGA), Metildietalonamina (MDEA) y Metildietanolamina activada (aMDEA) (Morales, Tirado, Cabrera and Mercado 2005, p. 3).

- **Dietanolamina (DEA).** Para corrientes de gas natural como hasta un 10% de gases ácidos y a presiones de unos 35 bar a 70 bar se utilizan los procesos de endulzamiento con DEA (Ortiz 2021, p. 123). Se puede operar con una concentración de entre el 30% p/p y 35% p/p sin llegar a ocasionar daños en el proceso, gracias a la baja corrosividad de esta amina. Los gases ácidos obtenidos al cumplir las especificaciones de presión y temperatura necesarias para su tratamiento en una planta de recuperación de azufre no hace falta añadir nuevos equipos (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

- **Metildietanolamina (MDEA).** En presencia de gases ácidos con CO₂ y H₂S esta amina brinda la mejor selectividad de captura de H₂S. El contenido en CO₂ hasta un 40 % a 60% se reduce mediante el proceso con MDEA que opera a una presión ciertamente alta (55 bar a 88 bar), obteniendo con facilidad de H₂S una cantidad de 5 ppm y en la regeneración de la amina la

posibilidad de reducir la corriente de gases ácidos introduciendo una separación instantánea, por medio de flash a la salida de la columna de absorción (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

En esta investigación se emplearon las aminas DEA y MDEA en la simulación estacionaria del proceso de endulzamiento de gas natural, teniendo en cuenta que autores como Ale L., Erdmann, Gutiérrez, & Tarifa (2012, p. 14), argumentan que por muchos años las soluciones acuosas de alcanolaminas (DEA, MDEA, etc.) se han empleado para la remoción de H₂S y CO₂ de gases naturales y hoy en día siguen siendo el solvente preferido (específicamente la DEA) para corrientes de gases que contienen concentraciones relativamente bajas de H₂S y CO₂. Además, como se comentó en el párrafo anterior, estas aminas pueden recuperarse fácilmente mediante una separación flash, sin necesidad de introducir procesos de separación más complejos y costosos.

Se utilizó el paquete termodinámico NRTL para la simulación de las propiedades físicas de las sustancias involucradas en el proceso, debido a que optimiza la rapidez de simulación del proceso a la vez que se obtienen resultados satisfactorios gracias a que este paquete termodinámico conglomerara las propiedades termodinámicas de las principales aminas.

Un gran abanico de posibilidades en función de la composición del gas natural a tratar, por lo general, lo ofrecen la mayoría de unidades de separación de gases ácidos basadas en este tipo de procesos.

Es necesario confeccionar los equipos y el proceso a las condiciones de operación indicadas en la Tabla 2-3, puesto que la simulación con DEA y MDEA parte de la utilización de un gas ideal con concentraciones bajas de gases ácido.

Tabla 2-3. Parámetros de operación de las corrientes de entrada.

Gas amargo

Parámetros	Magnitud
Temperatura (K)	303,15
Presión (KPa)	6,86
Flujo de masa (kg/s)	52,6369
Flujo molar (mol/s)	1863,16371
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0,5787

Solución de amina

Parámetros	Magnitud
Composición de MDEA (%mol)	27,860
Composición de DEA (%mol)	27,860

Fuente: Valdivia & Vera (2019).

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

El proceso simulado se compone de las unidades básicas presentes en DWSIM y que representan las operaciones unitarias en una industria de procesos, es decir, columnas de absorción,

separación, destilación, bombas, intercambiadores de calor, tanques, válvulas entre muchas otras. Teniendo en cuenta que la columna de absorción es el principal elemento del proceso simulado, se optó por una unidad de simple absorción obtenida de CAPE-OPEN, en vez de una columna básica, con el objetivo de obtener cálculos más rigurosos y confiables.

CAPE-OPEN es una herramienta multiplataforma de procesos químicos compatible con el simulador DWSIM. Los estándares CAPE-OPEN son los estándares uniformes para interconectar componentes de software de modelado de procesos desarrollados específicamente para el diseño y operación de procesos químicos. Se basan en tecnologías de software universalmente reconocidas como COM y CORBA. Son abiertos, multiplataforma, uniformes y disponibles de forma gratuita.

Para insertar la unidad de absorción desde CAPE-OPEN se procedió de la siguiente forma: Se dirige a la barra de unidades básicas de DWSIM (Figura 3-3), selecciona la paleta correspondiente a CAPE-OPEN y se arrastra hacia el área de trabajo el icono correspondiente a *CAPE-OPEN Unit Operations*.



Figura 3-3. Barra de unidades básicas de DWSIM

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Inmediatamente aparecerá una nueva ventana de trabajo de CAPE-OPEN donde se seleccionará la primera opción para indicar que es una columna de separación química la que se quiere agregar al área de trabajo de DWSIM (Figura 4-3).

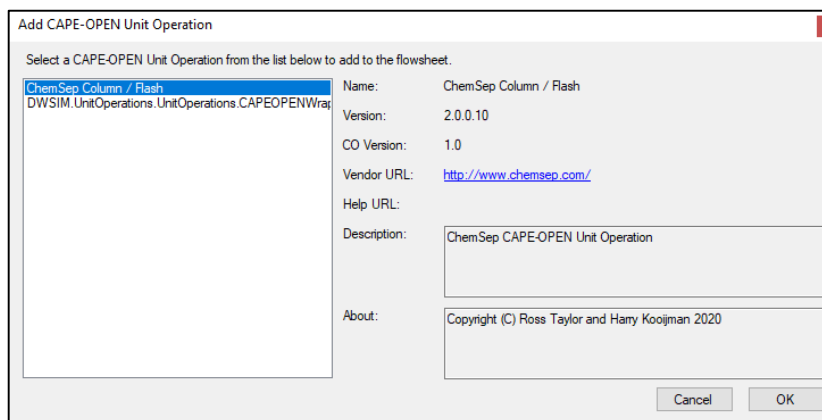


Figura 4-3. Ventana CAPE-OPEN para seleccionar y agregar la nueva unidad de operación.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Una vez que aparece el icono correspondiente a la columna, se da un clic doble sobre el para

especificar las características de operación requeridas, en este caso: una absorción simple en una columna de 20 etapas de intercambio (Figura 5-3).

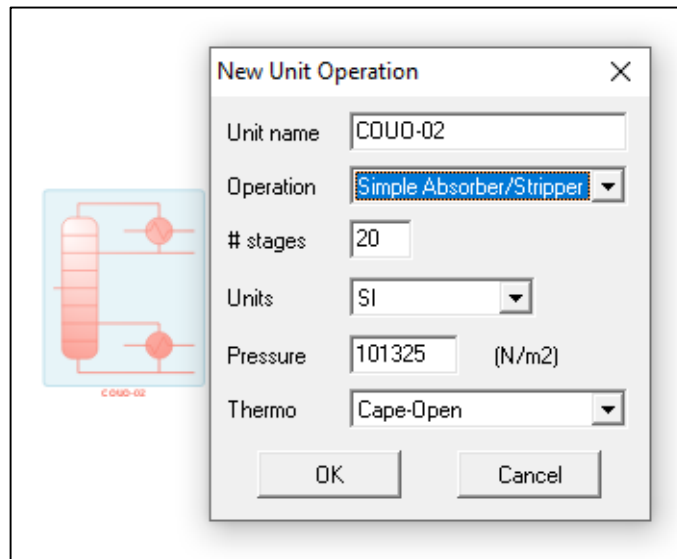


Figura 5-3. Ventana CAPE-OPEN para especificar las principales características de la unidad añadida.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Al finalizar nuestra unidad de trabajo estará lista para ser simulada, ofreciéndonos un amplio número de opciones de trabajo (Figura 6-3).

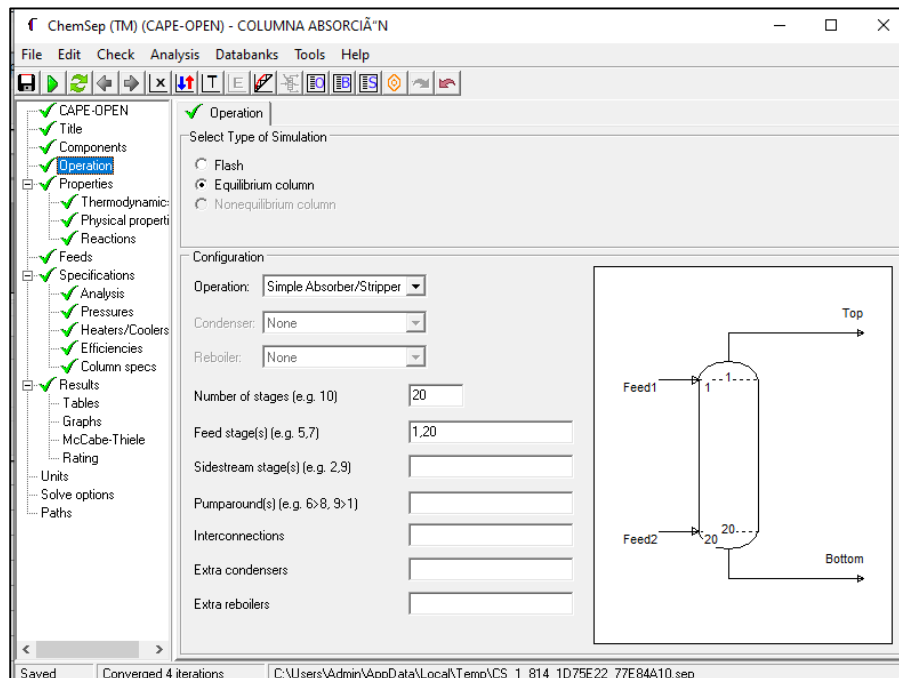


Figura 6-3. Ventana CAPE-OPEN de opciones para la unidad de operación especificada.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021

3.3.1. Descripción del proceso simulado

En esa sección se describe el proceso de endulzamiento del gas natural utilizando aminas en solución. La Figura 7-3 muestra el diagrama de flujo del proceso simulado en DWSIM.

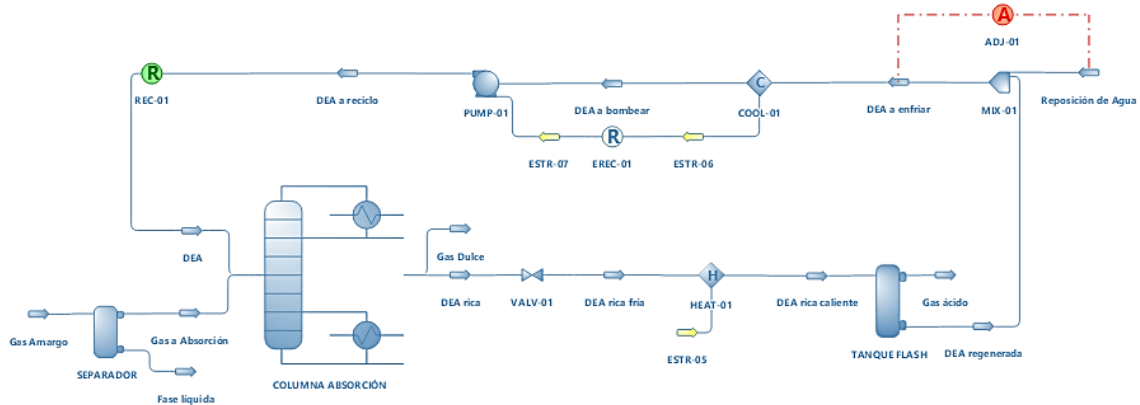


Figura 7-3. Diagrama de simulación realizado en DWSIM para el proceso de endulzamiento de gas natural con aminas.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

El gas amargo que llega a la planta es enviado al *Separador de entrada*. Este equipo opera a la presión de entrada del gas amargo y es el encargado de separar los contaminantes que van a la planta donde se va tratar el gas, como hidrocarburos en estado líquido, partículas sólidas, etc., causantes de problemas de corrosión, espuma, etc.

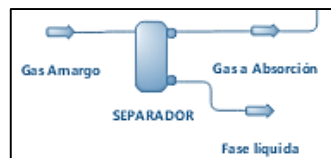


Figura 8-3. Etapa de separación a la entrada del proceso.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

A la salida del mismo se obtienen dos fases: una fase líquida de aproximadamente 17,5 kg/s de flujo másico (rica en agua, n-propano, n-butano e i-butano) y una fase de vapor de aproximadamente 35,12 kg/s de flujo másico que es enviada a la *Columna de Absorción*.

Junto con el *Tanque flash*, la *Columna de Absorción* es uno de los equipos principales del proceso. Es una torre de 20 platos de intercambio gas-líquido. En la torre por la parte inferior ingresa el gas ácido mientras la amina libre de CO₂ (amina pobre) lo hace por el extremo de arriba de la torre.

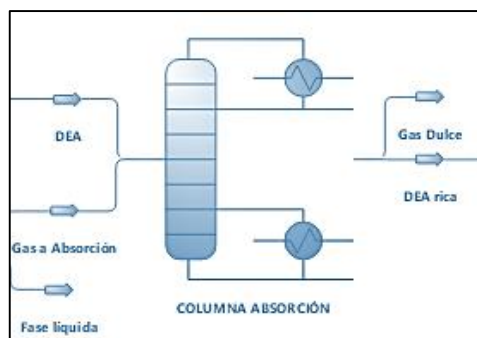


Figura 9-3. Etapa de absorción del gas amargo en la solución de aminas.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

En cada plato se realiza un equilibrio entre ambas fases, y el gas dulce rico en metano sale por el extremo de arriba con un porcentaje pequeño de CO₂ (inferior al 2% en volumen o 0,3 kg/s en ese caso, según la Norma NTE INEN 2 489:2009). Las condiciones de operación de esta torre es trabajar a presiones elevadas y temperaturas bajas, gracias a que el gas al ser tomado directamente del gasoducto se debe transportar alrededor de una presión que oscila entre 70 a 75 kg/cm². En cuanto la amina pobre que sale de la torre por aumentar en su composición la concentración de elementos ácidos se la conoce como amina rica.



Figura 10-3. Etapas de despresurización isoentálpica y posterior calentamiento de la amina rica.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Esta corriente líquida de amina rica se pasa a través de una válvula donde el fluido sufre una despresurización isoentálpica hasta 1,033 kg/cm², pasando, posteriormente a un *Intercambiador de Calor* para elevar su temperatura hasta los 90 °C. Se calienta la amina rica para facilitar la desorción del gas en solución en el *Tanque flash*.

La amina rica caliente se envía al *Tanque flash* para recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que, como se mencionó anteriormente, las aminas utilizadas ofrecen la posibilidad de reducir la concentración de gases ácidos en la regeneración de la amina introduciendo una separación instantánea por medio de una separación flash (Tacuri Ayala 2015, p. 104).

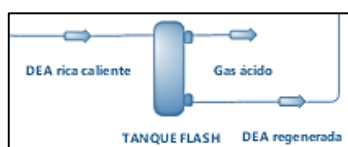


Figura 11-3. Etapa de separación flash.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Este dispositivo opera a presiones bajas ($1,033 \text{ kg/cm}^2$), esta caída de presión provoca la vaporización de los hidrocarburos disueltos y se llevan consigo las pequeñas cantidades de gases ácidos restantes.

La corriente regenerada de amina pobre se envía a *Tanques de Mezclado* donde se reponen las pérdidas (fundamentalmente de agua) generadas en el proceso.

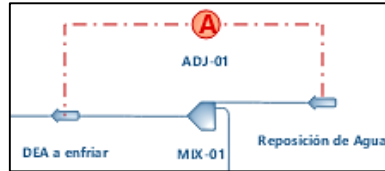


Figura 12-3. Etapa de reposición de agua en la corriente de amina pobre.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021

Debe tenerse especial cuidado para que la solución añadida mantenga la relación amina/agua, de lo contrario la planta no funcionará correctamente.

La amina pobre debido a que por causa de las altas temperaturas que opera el *Tanque flash* saldrá caliente, por consiguiente, de manera directa a la columna de absorción no se la puede recircular porque ocasionaría una reducción de su capacidad de retener el CO_2 .

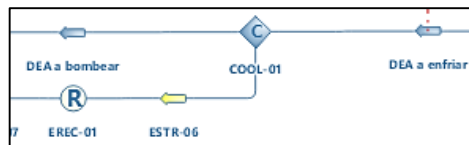


Figura 13-3. Etapa de enfriamiento de la corriente de amina pobre.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Gracias a la acción del *Enfriador* la amina recirculada reduce su temperatura aproximadamente de 5 a 10 °C superior a la temperatura que ingresa la corriente de gas a tratar a la columna de absorción.

Finalmente, la corriente de amina pobre fría es bombeada y recirculada a la *Columna de Absorción* con la presión de trabajo requerida.

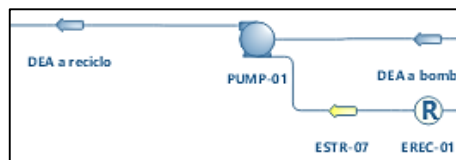


Figura 14-3. Etapa de bombeo recirculación de la amina pobre.

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Teniendo en cuenta que la simulación es estacionaria no se modelan las pérdidas de amina ni la corrosión en las cañerías y/o equipos. Además, se aprovecha la energía extraída del enfriador para

operar la bomba de recirculación.

3.4. Análisis del proceso de remoción de CO₂ y H₂S

En este punto se realizó una comparación entre los porcentajes de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno removidos en las simulaciones realizadas con las aminas de DEA y MDEA. Considerando que los porcentajes de cada una de las aminas en los procesos influyen diferentes concentraciones, razón por la cual su comparación es fundamental para la identificación de la amina óptima en el proceso.

3.5. Análisis de sensibilidad

Un análisis de sensibilidad de un proceso, consiste en la variación sistemática de un parámetro operativo que afecta al resultado de la simulación, con el fin de obtener los intervalos de operación en los que el proceso funciona correctamente (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12). Para alcanzar este objetivo, se analizan las diferentes variables operativas identificadas en la etapa inicial de la simulación, para precisar cuáles de estas variables afectan en mayor medida al proceso y a la calidad del gas (Ortiz 2021, p. 123).

Las variables posibles de analizar son aquellas que únicamente se pueden modificar en el simulador. Estas variables ofrecen la versatilidad necesaria en reproducción de la labor de la operación en un proceso real gracias a que pueden ser manipuladas de forma ilimitada. A su vez se analizaron las variables de diseño resultantes del análisis de grados de libertad del simulador y de la especificación de las variables de diseño (Pino 2011, p. 129).

En DWSIM el análisis de sensibilidad se realizó desde el menú *Optimization* y escogiendo la opción *Sensitivity Analysis*. Luego, dentro de la nueva ventana se escogieron las variables independientes y dependientes para realizar el análisis, los valores límites para llevar a cabo el análisis y el número de puntos o intervalos definidos para los límites establecidos.

- Variables independientes: fracción molar de DEA y MDEA, respectivamente en la corriente de entrada (solución de mezcla *DEA / MDEA*).

Límites: 0 – 0,2786

Numero de intervalos o puntos: 10 en cada caso

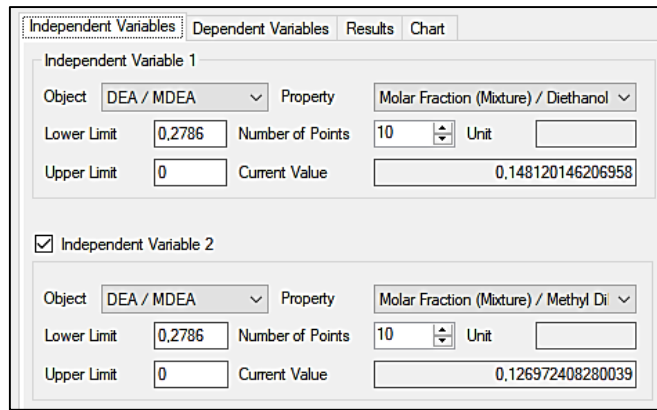


Figura 15-3. Ajuste de las variables independientes para llevar a cabo el análisis de sensibilidad

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

- Variables independientes: fracción molar de CO₂ y H₂S, respectivamente, en la corriente de salida (*Gas dulce*) de la columna de absorción.

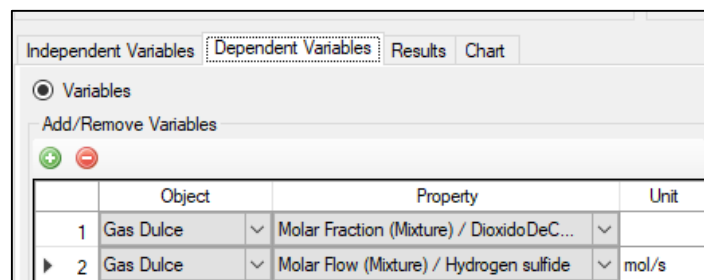


Figura 16-3. Ajuste de las variables dependientes para llevar a cabo el análisis de sensibilidad

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Finalmente, en la pestaña *Results* se inicia el análisis dando clic en el botón *Start Sensitivity Analysis*. Los valores calculados en cada intervalo se irán listando en forma de tabla, que luego podrá ser graficada en la pestaña *Chart* para una mejor comprensión y análisis de los resultados obtenidos.

DEA / MDEA - Molar Fraction (Mixture) / Diethanolamine	DEA / MDEA - Molar Fraction (Mixture) / Methyl DiEthanolAmine	Gas Dulce - Molar Fraction (Mixture) / DioxidoDeCarbono ()	Gas Dulce - Molar Flow (Mixture) / Hydrogen sulfide (mol/s)
0.2786	0.2786	0.00342	0.00023
0.2786	0.24764	0.00138	0.00023
0.2786	0.21669	0.00094	0.00024
0.2786	0.18573	0.00043	0.00023
0.2786	0.15478	0.00021	0.00023
0.2786	0.12382	0.00018	0.00023
0.2786	0.09287	0.00015	0.00022
0.2786	0.06191	0.00006	0.00022
0.2786	0.03096	0.00004	0.0002
0.2786	0.0	0.00006	0.0002

Figura 17-3. Resultados obtenidos del análisis de sensibilidad

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

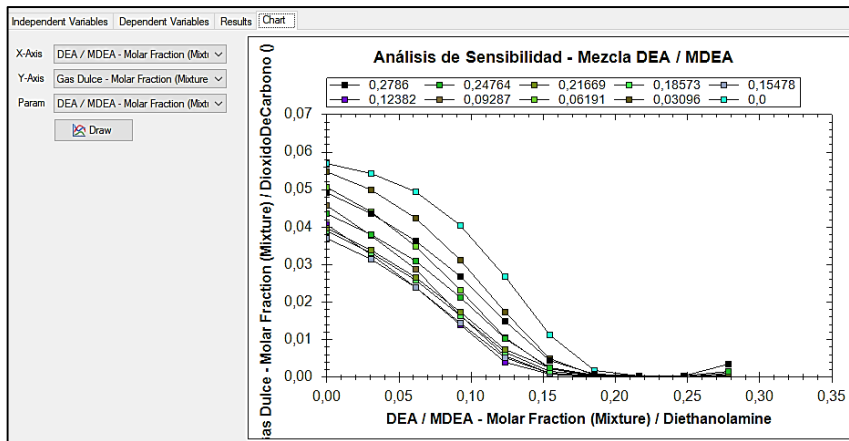


Gráfico 1-3. Resultados obtenidos del análisis de sensibilidad

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021

3.5.1. Validación de la simulación

Una vez desarrollada la simulación del proceso de endulzamiento del gas amargo con las aminas de investigación, fue necesario validar los resultados atendiendo a diferentes criterios de análisis entre los que se encuentra una comparación con otras investigaciones, considerando que la mayoría de investigaciones de simulación de endulzamiento de gas natural, son en Aspen Hysys, con el objetivo de analizar. Con esto se pretende determinar y comparar las condiciones de operación apropiadas del proceso, lo que permitirá el estudio de las propiedades finales del gas natural por medio de los criterios más importantes del proceso.

3.6. Análisis preliminar de los costos del proceso óptimo de remoción de CO₂ y H₂S

Se realizó el cálculo y posterior análisis preliminar de los criterios de evaluación económica. Previamente fue necesario determinar el monto total de la inversión, así como los costos de operación del proceso.

3.6.1. Capital fijo

El capital fijo se calculó a partir del costo total del equipamiento, entendido como los principales equipos que componen el proceso simulado de endulzamiento de gas natural. Los costos del equipamiento fueron estimados a partir de fuentes bibliográficas de referencias como: Peters et al. (1991) y Peters et al. (2002); y actualizados a partir del Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI) reportados por (Maxwell 2021) tomados de la revista *Chemical Engineer*, evaluándose como se muestra a continuación:

$$\text{Costo Acual} = \text{Costo Original} * \frac{\text{Índice de costo actual}}{\text{Índice de costo original}}$$

La revista *Chemical Engineering* publica regularmente el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI), que se usa ampliamente para evaluar rápidamente los costos de equipos y plantas para las industrias químicas y de procesos.

3.6.2. Costos de producción

El costo de producción se refiere al capital que se debe invertir en el proceso de tratamiento de gas cuando el proyecto se haya puesto en marcha, es decir los costos fijos y los costos variables.

- *Costos Fijos*: Los costos fijos hacen referencia factores económicos como la depreciación de los equipos, los costos de funcionamiento de la planta etc.
- *Costos variables*: Los costos variables son los valores a pagarse de acuerdo al volumen de producción, por ejemplo: mano de obra, mantenimiento de la planta, costo de autogeneración para el funcionamiento de la planta.

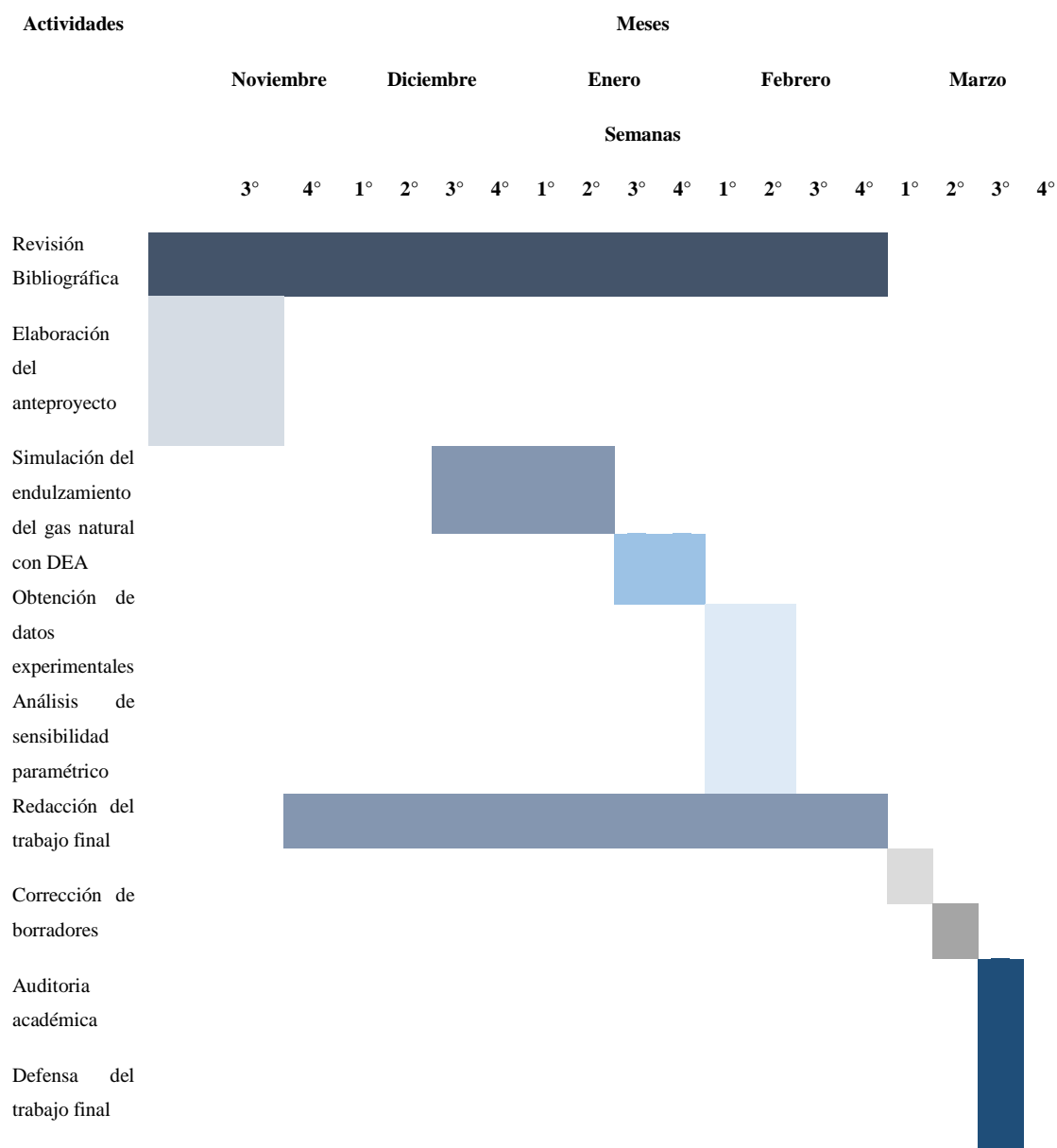
CAPÍTULO IV

4. GESTIÓN DEL PROYECTO

4.1. Cronograma

En el presente proyecto de estudio se utilizó el siguiente cronograma que se indica en la Tabla 1-4.

Tabla 1-4. Cronograma del proyecto



Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

4.2. Presupuesto

Para la simulación y análisis de sensibilidad paramétrico del endulzamiento de gas natural con aminas se utilizará el software DWSIM con sus complementos. A pesar que DWSIM es de código abierto la inversión para este proyecto es el costo del internet que es de \$35 mensuales. El presupuesto que se utilizó para la simulación de la presente propuesta tecnológica, se indica en la Tabla 2-4.

Tabla 2-4. Presupuesto del proyecto

ACTIVIDAD	MONTO	PRESUPUESTO	
		FUENTE	DEFINANCIAMIENTO
		INTERNA	EXTERNA
Uso del internet para la investigación	\$35	x	
Impresiones	\$125	x	
Copias	\$20	x	
Anillados	\$30	x	
Empastados	\$40	x	
Imprevistos	\$50	x	
TOTAL	\$300		

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

4.3. Recursos humanos y materiales

4.3.1. Talento humano

Tabla 3-4. Talento Humano

Talento humano	Descripción
Esthefani Silva	Estudiante que desarrolla el proyecto titulado SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON DOS AMINAS MEDIANTE DWSIM
Ing. Adrián Rodríguez Ing. Darío Guamán	Docentes de apoyo en la revisión y corrección del proyecto

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

4.3.2. Recursos materiales y software

Tabla 4-4. Recursos materiales y software

Talento humano	Descripción	Uso
Computadora	Procesador Intel (R) Core (TM) i7-8565U CPU a 1.99 GHz con 8 GB de memoria RAM y un sistema operativo de 64 bits con Microsoft Windows 10 Home	Simulación Diseño de un proceso de endulzamiento del gas natural Realización del análisis e interpretación de los resultados
DWSIM	Software simulador de procesos químicos	Simular el proceso de endulzamiento de gas natural utilizando DEA y MDEA como aminas

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

4.4. Resultados

En esta sección se presentan los resultados obtenidos para las simulaciones realizadas con DEA, MDEA y mezcla de ambas aminas a partir de la metodología aplicada para la evaluación del trabajo de estudio, así como los análisis realizados.

Simulación con DEA

Flujo másico de solución de DEA: 47,38 kg/s.

El comportamiento del gas tratado se muestra a continuación:

Tabla 5-4. Comportamiento de la corriente de gas procesado.

Objeto	Gas Amargo	Fase líquida	Gas Dulce	DEA rica	Unidades
Flujo Másico	52,6369	17,5079	15,0989	67,6836	Kg/s
Fracción Másica de N ₂	0,0805	0,0000	0,2509	0,0066	
Fracción Másica de CH ₄	0,2857	0,0009	0,7412	0,0567	
Fracción Másica de C ₂ H ₆	0,1148	0,0007	0,0000	0,0891	
Fracción Másica de C ₃ H ₈	0,1773	0,2449	0,0000	0,0511	
Fracción Másica de n-C ₄ H ₁₀	0,0274	0,2108	0,0000	0,0123	
Fracción Másica de i-C ₄ H ₁₀	0,0554	0,1261	0,0000	0,0108	
Fracción Másica de n-C ₅ H ₁₂	0,0274	0,0769	0,0000	0,0015	
Fracción Másica de i-C ₅ H ₁₂	0,0553	0,1523	0,0000	0,0040	

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

La Tabla 5-4 muestra el comportamiento de la corriente de gas tratado en el proceso simulado. El gas tratado sufre una disminución considerable de su flujo másico debido a que la composición inicial del gas amargo (ver Figura 2-3) es rica en hidrocarburos alifáticos de cadena simple (propano, butano, etc.), que son licuados al inicio del proceso en el *Separador de entrada*; y gases ácidos que son arrastrados por la corriente de aminas en la *Columna de Absorción*. Puede asumirse que el gas obtenido finalmente será la suma de las corrientes de la *Fase líquida* más el *Gas Dulce* para un total de 32,6068 kg/s obteniéndose un aprovechamiento del 61,95%. Un comportamiento similar se observó en todas las simulaciones realizadas.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida a la *Columna de Absorción*, se muestran a continuación:

Tabla 6-4. Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con DEA.

Objeto	Gas a Absorción	Gas Dulce	DEA rica	Unidades
Flujo Másico	35,12891	15,09897	67,68355	Kg/s
Fracción Másica de CO ₂	0,12747	0,00709	0,06458	
Flujo Másico de CO ₂	4,47782	0,10703	4,37081	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ S	0,00011	0,00000	0,00006	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se evidencia claramente que el gas dulce sufre una remoción completa de H₂S, con presencia de alrededor del 0,71% en volumen de CO₂ cumpliendo con la norma establecida.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida al *Tanque Flash*, se muestran a continuación:

Tabla 7-4. Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con DEA.

Objeto	DEA rica	Gas ácido	DEA regenerada	Unidades
Flujo Másico	67,68355	27,30326	40,38027	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ O	0,21316	0,26570	0,17763	
Fracción Másica de CO ₂	0,06457	0,16008	0,00000	
Fracción Másica de H ₂ S	0,00005	0,00014	0,00000	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021

La Tabla 7-4 evidencia que la corriente de amina regenerada está libre de compuestos ácidos los que han pasado a la corriente de *Gas ácido* como se esperaba. Además, se observa una ligera pérdida de agua que es restablecida en el *Tanque de Mezclado* agregándose un flujo másico de aproximadamente 7,0 kg/s de agua para mantener la proporción establecida de amina/agua para la solución de trabajo.

Debe notarse que la composición de *Gas ácido*, en todos los casos simulados, es rica en: vapor de agua, gases ácidos e hidrocarburos como metano, etano y propano que son arrastrados por la solución acuosa de aminas en la *Columna de Absorción*, ya que el agua funge como solvente universal.

Simulación con MDEA

Flujo másico de solución de MDEA: 49,48 kg/s

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida a la *Columna de Absorción*, se muestran a continuación:

Tabla 8-4. Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con MDEA.

Objeto	MDEA rica	Gas a Absorción	Gas Dulce	Unidades
Flujo Másico	69,871771	35,12891	15,23178	Kg/s
Fracción Másica de CO ₂	0,06193	0,12747	0,00989	
Flujo Másico de CO ₂	4,32719	4,47782	0,15065	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ S	0,00005	0,00011	0,00000	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se evidencia claramente que el gas dulce sufre una remoción completa de H₂S, con presencia de alrededor del 0,99% en volumen de CO₂ cumpliendo con la norma establecida.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida al *Tanque Flash*, se muestran a continuación:

Tabla 9-4. Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con MDEA.

Objeto	MDEA rica	Gas ácido	MDEA regenerada	Unidades
Flujo Másico	69,871771	27,28221	42,58948	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ O	0,20163	0,26505	0,16101	
Fracción Másica de CO ₂	0,06193	0,15861	0,00000	
Fracción Másica de H ₂ S	0,00005	0,00014	0,00000	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se observa que la corriente de amina regenerada está libre de compuestos ácidos los que han pasado a la corriente de *Gas ácido* como se esperaba, mostrándose una ligera pérdida de agua que es restablecida en el *Tanque de Mezclado* agregándose un flujo másico de aproximadamente 7,26 kg/s de agua para mantener la proporción establecida de amina/agua para la solución de trabajo.

Simulación con mezcla de DEA y MDEA

Flujo másico de solución de MDEA: 49,96 kg/s

Composición en fracción mol para la mezcla en solución: 0.1396 DEA, 0.1396 MDEA y 0.7214 Agua.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida a la *Columna de Absorción*, se muestran a continuación:

Tabla 10-4. Valores de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción en el proceso de endulzamiento con una mezcla de DEA / MDEA.

Objeto	Gas a Absorción	Gas Dulce	DEA / MDEA rica	Unidades
Flujo Másico	35,12891	14,9893	70,18767	Kg/s
Fracción Másica de CO ₂	0,12747	0,00565	0,06259	
Flujo Másico de CO ₂	4,47782	0,08465	4,39318	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ S	0,00011	0,00000	0,00005	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021

Se evidencia claramente que el gas dulce sufre una remoción completa de H₂S, con presencia de alrededor del 0,56% en volumen de CO₂ cumpliendo con la norma establecida.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida al *Tanque Flash*, se muestran a continuación:

Tabla 11-4. Valores de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash en el proceso de endulzamiento con una mezcla de DEA / MDEA.

Objeto	DEA / MDEA rica	Gas ácido	DEA / MDEA regenerada	Unidades
Flujo Másico	70,18767	27,69458	42,49308	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ O	0,21065	0,26952	0,17228	
Fracción Másica de CO ₂	0,06259	0,15863	0,00000	
Fracción Másica de H ₂ S	0,00005	0,00014	0,00000	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se observa que la corriente de amina regenerada está libre de compuestos ácidos los que han pasado a la corriente de *Gas ácido* como se esperaba, mostrándose una ligera pérdida de agua que es restablecida en el *Tanque de Mezclado* agregándose un flujo másico de aproximadamente 7,46 kg/s de agua para mantener la proporción establecida de amina/agua para la solución de trabajo.

4.5. Comparación de la eficacia del proceso de endulzamiento del gas natural y su comportamiento cuando se utiliza DEA y MDEA identificado a la más óptima para el proceso

Según Casiano (2011, p. 125), la selección de las soluciones alcanolaminas a utilizar en un proceso de absorción está determinada por las condiciones de presión y temperatura a las que el gas es tratado con respecto a una mayoría o minoría de constituyentes de su composición, y los requerimientos de pureza del gas tratado. Para la purificación de gas la comparación de las alcanolaminas usadas se debe realizar basadas en propiedades físicas seleccionadas y costos aproximados.

Según Erdmann y colaboradores (2012, p. 14), las soluciones acuosas de dietanolaminas que han sido utilizadas casi exclusivamente por muchos años, para la remoción de H₂S y CO₂ de gases naturales y algunos sintéticos están siendo rápidamente reemplazadas por otros sistemas más eficientes, particularmente para el tratamiento de gases a presiones altas. Sin embargo, para corrientes de gases que contienen concentraciones relativamente bajas de H₂S y CO₂, las dietanolaminas resultan ser el solvente preferido.

Razón por la cual, al determinar cuál fue el proceso más óptimo se consideró que la DEA al ser una amina secundaria fue la mejor para el proceso de simulación a diferencia de la MDEA, consiguiendo una remoción de dióxido de carbono de 195 ppm con DEA, siendo un valor superior al de MDEA al conseguir solo 1% moles de dióxido de carbono. Mientras que en ambos casos la disminución de ácido sulfhídrico se consiguió una remoción nula en su totalidad.

En la Tabla 12-4 se presenta una comparación entre las principales variables de control del proceso simulado.

Tabla 12-4. Comparación de las principales variables de control del proceso de endulzamiento.

SIMULACIÓN	Flujo de solución de amina (kg/s)	Fracción másica de gases ácidos en el		% Remoción CO ₂	Flujo de agua de reposición (kg/s)
		Gas Dulce			
		H ₂ S	CO ₂		

DEA	47,38	0,00000	0,00709	94.44	7,00
MDEA	49,48	0,00000	0,00989	92.24	7,26
DEA / MDEA	49,96	0,00000	0,00565	95.56	7,46

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

En principio se evidencia que la simulación realizada con mezclas de aminas (a una composición fija de trabajo en la solución acuosa) presenta el mayor porcentaje de remoción de gases ácidos. Los valores de flujo másico del agua de reposición son similares en todos los casos simulados. Un posterior análisis de sensibilidad en el que se varíe la fracción molar de las aminas en la solución acuosa permitirá obtener la composición óptima de trabajo y demostrará si la conclusión anterior es correcta.

4.6. Comportamiento de las variables presentes en el proceso de endulzamiento de gas natural con las dos aminas una vez realizada la simulación en DWSIM mediante el análisis de sensibilidad

Las aminas simuladas, se escogieron al considerar que son aminas secundarias y terciarias respectivamente, que además de poseer una alta remoción de la carga ácida poseen un menor calor de reacción y por ende menores requerimientos energéticos.

En este tipo de procesos existen parámetros que hacen variar su comportamiento; estas variables son: en primer lugar, el incremento de la concentración de DEA y/o MDEA en la corriente de amina alimentada aumenta la remoción del CO₂, debido a la estequiometría de la reacción que ocurre dentro del proceso con este tipo de amina, ya que la misma se basa en una relación de uno a uno molar. Además, se observó el aumento del flujo de amina para incrementar la remoción del contaminante. Por último, se consiguió la disminución de la temperatura de la corriente de amina alimentada, debido a que las reacciones que ocurren en este tipo de procesos son exotérmicas, razón por la cual se ven favorecidas a bajas temperaturas.

Al llevar a cabo el estudio de sensibilidad con respecto al incremento de la concentración de DEA y/o MDEA como aminas, se observó la disminución de la cantidad de CO₂ que se removía en la corriente de gas tratado, lo cual se atribuyó al tipo de amina empleada, así como del flujo de amina alimentada. Además, que la superficie y el tiempo de contacto entre ambas fases (líquido-vapor); parámetros que inciden de forma directa dentro del proceso de remoción de CO₂ y los cuales se mantuvieron constantes a lo largo de dicho estudio.

Durante el Análisis de Sensibilidad se varió la composición de DEA y MDEA en mezcla obteniéndose la fracción molar de CO₂ en el *Gas Dulce*. Los resultados se muestran en el Gráfico 2-4.

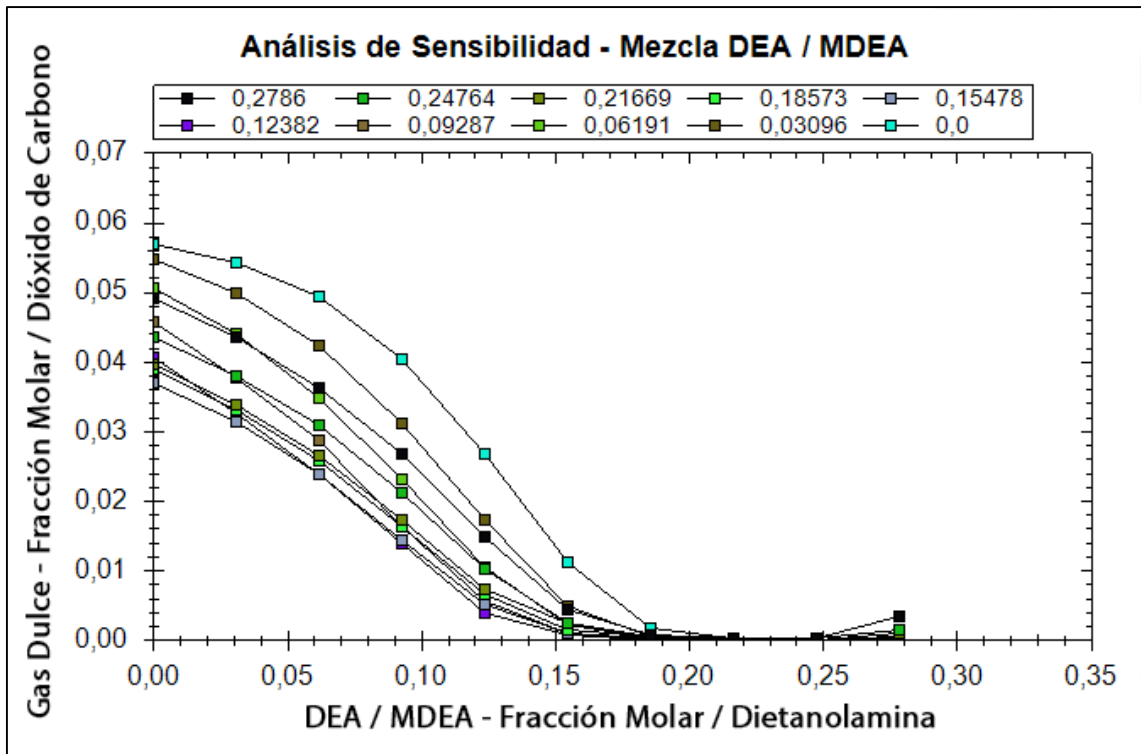


Gráfico 2-4. Análisis de Sensibilidad realizado variando la composición de DEA y MDEA en solución

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

En el Gráfico 2-4 se observa la composición en fracción molar del CO₂ en la corriente del gas tratado o gas dulce (eje Y) en función de la fracción molar de DEA (eje X) y MDEA (cuadrados de colores). La remoción de CO₂ se comprueba a medida que las curvas disminuyen (por el eje X) con el incremento de DEA (de izquierda a derecha). Cada curva construida por cuadrados de un mismo color representa una composición constante de MDEA y a medida que cambiamos de una curva a otra estaremos observando la variación del MDEA según la leyenda de colores localizada en la parte superior del gráfico.

El análisis de sensibilidad demostró que solo con pequeñas fracciones de DEA en solución de aproximadamente 0,1548 se logra una remoción casi total de los gases amargos. Esto se corrobora observando que la curva superior del gráfico (con cuadrados verde-azules claros, que hace referencia a una composición 0,0 de MDEA) disminuye siguiendo la misma tendencia de las demás curvas en presencia de pequeñas cantidades de DEA, cuyo punto óptimo se toma cuando la fracción molar de CO₂ cumpla con las normas de vigentes (2% en volumen de la corriente del gas dulce).

4.6.1. Simulación con la fracción óptima de DEA obtenida del Análisis de Sensibilidad.

Tomando como base lo anterior, se realizó la simulación a las condiciones de operación óptimas obteniéndose los siguientes resultados:

Fracción molar de DEA en solución: 0,1548

Fuljo másico de solución de DEA: 27,65 kg/s

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida a la *Columna de Absorción*, se muestran a continuación:

Tabla 13-4. Valores óptimos de las variables de control de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Absorción.

Objeto	Gas a Absorción	Gas Dulce	DEA rica	Unidades
Flujo Másico	35,12891	15,33031	47,27383	Kg/s
Fracción Másica de CO ₂	0,12747	0,0103	0,09138	
Flujo Másico de CO ₂	4,47782	0,15791	4,31992	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ S	0,00011	0,00000	0,00008	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se evidencia claramente que el gas dulce sufre una remoción completa de H₂S, con presencia de alrededor del 1,04% en volumen de CO₂ obteniéndose un 91.7% de remoción y cumpliéndose con la norma establecida.

Los valores obtenidos para las variables dependientes o de control de las corrientes de entrada y salida al *Tanque Flash*, se muestran a continuación:

Tabla 14-4. Valores óptimos de las variables de control de la corriente de salida del Tanque Flash.

Objeto	DEA rica	Gas ácido	DEA regenerada	Unidades
Flujo Másico	47,27383	32,48949	14,78430	Kg/s
Fracción Másica de H ₂ O	0,38075	0,39013	0,36015	
Fracción Másica de CO ₂	0,09138	0,13296	0,00000	
Fracción Másica de H ₂ S	0,00008	0,00012	0,00000	

Realizado por: Silva, Esthefani,2021.

Se observa que la corriente de amina regenerada está libre de compuestos ácidos los que han pasado a la corriente de *Gas ácido* como se esperaba, mostrándose una ligera pérdida de agua que es restablecida en el *Tanque de Mezclado* agregándose un flujo másico de aproximadamente 12,86 kg/s de agua para mantener la proporción establecida de amina/agua para la solución de trabajo. Con el análisis de sensibilidad realizado se logró disminuir el flujo másico de solvente del proceso (amina DEA en solución), así como la concentración de DEA en solución que finalmente redundó en una disminución de los costos operacionales.

4.7. Validación del proceso simulado

Los resultados de la simulación son validados tomando en cuenta diferentes aspectos a debatir:

- *Desde el punto de vista del simulador escogido para trabajar.*

El programa cumple con los estándares de ingeniería de procesos, lo cual permite la interoperabilidad para la simulación. Ha recibido reconocimientos por parte de compañías con grandes firmas tecnológicas y poderosos simuladores comerciales como Aspen Plus, por ser el primer programa de código abierto, según reporta Corte, Saballos and Sorto (2017).

- *Desde el punto de vista del paquete termodinámico utilizado para simular.*

El paquete termodinámico utilizado (NRTL) ha sido empleado en trabajos similares reportados por autores como Casiano (2011, p. 125), consiguiendo cuatro alternativas de endulzamiento de gas natural empleando aminas, que se adaptan a las necesidades del sistema de remoción propuesto en sus trabajos de investigación.

En general, NRTL ofrece más flexibilidad que otros modelos de actividad en la descripción del equilibrio de fases, debido a los parámetros extra no aleatorios y presenta resultados similares a los obtenidos con otros paquetes termodinámicos para predecir el equilibrio líquido - vapor de las sustancias. Además, conglomeró las propiedades termodinámicas de las principales aminas, mejorando la rapidez de simulación del proceso a la vez que se obtienen resultados satisfactorios (Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12).

- *Desde el punto de vista de la composición que debe tener el gas dulce según las normas vigentes.*

En la Tabla 15-4 se muestra la composición molar del gas dulce (gas procesado) obtenido en la simulación y se evidencia claramente cómo esta corriente se encuentra dentro de los márgenes de composición requeridos para el gas dulce según la Norma NTE INEN 2 489:2009 del Instituto Ecuatoriano de Normalización, indicada en la Tabla 2-2.

Tabla 15-4. Validación de la composición de la corriente de gas dulce obtenido en el proceso de endulzamiento simulado, según norma INEN (2009).

Componentes	Fórmula	Estado	Fracción molar	Fracción molar
			(INEN 2009, p. 8)	(DWSIM)
Metano	CH ₄	Gas	55 – 98	0,8347
Nitrógeno	N ₂	Gas	0,1 – 0,50	0,1603
Dióxido de carbono	CO ₂	Gas	< 0,2	0,0040
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	Gas	Trazas	0,0000

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

La Tabla 16-4 muestra un comportamiento similar para la corriente de la fase líquida (subproducto) simulada.

Tabla 16-4. Validación de la composición de la corriente de la fase líquida (gas licuado) obtenido en el proceso de endulzamiento simulado, según norma INEN (2009).

Componentes	Fórmula	Estado	Fracción molar	Fracción molar
			(INEN 2009, p. 8)	(DWSIM)
Propano	C ₃ H ₈	Gas	0,05 – 12	0,2682
n-butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,05 – 3	0,1751
Iso-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,02 – 2	0,1048
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80	0,0515
Iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80	0,1019
Hexano	C ₆ H ₁₄	Líquido	0,01 – 0,50	0,0365
Heptano	C ₇ H ₁₆	Líquido	0,01 – 0,40	0,0153
Dióxido de carbono	CO ₂	Gas	< 0,2	0,0001
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	Gas	Trazas	0,0002

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

- *Comparación con otros estudios*

Los resultados obtenidos en la simulación del endulzamiento óptimo del gas natural empleando una solución acuosa de DEA, específicamente la composición del metano y de los gases ácidos removidos en la corriente de *Gas Dulce*, se compararon con los reportados por Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez (2019) en sus simulaciones realizadas con Aspen Plus, utilizando el modelo termodinámico *Amine Package (Kent y Eisenberg model)*.

Tabla 17-4. Validación de la composición molar del gas dulce por comparación con datos reportados en otros trabajos de investigación.

Componentes	Fórmula	Fracción molar	Fracción molar
		(Silva, 2021)	(Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12)
Dióxido de carbono	CO ₂	0,0050	0,0014
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	0,0000	0,0000

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

La Tabla 17-4, evidencia claramente que los resultados obtenidos en este proyecto de investigación, son similares a los reportados por el autor de referencia, corroborando nuevamente que:

- ✓ El DWSIM es un simulador potente que puede ser comparado con otros softwares profesionales de paga.
- ✓ El paquete termodinámico utilizado (NRTL) describe correctamente el sistema simulado al igual que otros modelos específicos para las aminas.

4.8. Análisis del costo del proceso simulado de endulzamiento del gas natural

4.8.1. Inversión total de capital fijo

La estimación preliminar de los costos aproximados de adquisición de los principales equipos del proceso de remoción del gas natural se realizó a partir de los datos obtenidos de diversas fuentes de investigación (Maxwell 2021; Peters, Timmerhaus and West 1991, p. 923; Peters, Timmerhaus and West 2002, p. 1006) tomando como referencia las principales características de operación. Los resultados se muestran en la Tabla 18-4.

Tabla 18-4. Estimación preliminar del costo total de equipamiento.

Equipos	Características principales	Recurso (Peters, Timmerhaus and West 2002, p. 1006)	Costo	Costo
			Original (2002) (USD)	Actual (junio 2021) (USD)
Separador de entrada	Flujo=0.5787 m ³ /s Altura=6 m	Fig. 15-11; 15-12	16000.0	26527.81
Columna de Absorción	20 platos 0.5 m/plato	Fig. 15-11; 15-12;15-14	320000.0	530556.12
Calentador	Flujo=16.742 m ³ /s	Fig. 14-36	10000.0	16579.88
Tanque flash	Flujo=16.742 m ³ /s Altura=3 m	Fig. 15-11; 15-12	18000.0	29843.78
Tanque de mezclado	Flujo=0.0273 m ³ /s Diámetro = 0.5 m	Fig. 12-41	15000.0	24869.82
Enfriador	Flujo=0.0272 m ³ /s	Fig. B-6	13500.0	22382.84
Bomba	Flujo=0.0272 m ³ /s	Fig. 12-20	4300.0	7129.35
Costo total de equipamiento				657889.59

Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI) tomado de Maxwell (2021):

Año	CEPCI
2002	395,6
2021	655,9

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

En la Tabla 19-4, se indica la estimación del capital invertido en el proceso de remoción con DEA. La estimación de costo de capital es más arte que ciencia; pues se debe utilizar un juicio considerable en la preparación de la estimación, que mejora con la experiencia ganada. Existen varios tipos de estimaciones de costos de capital fijo: estimación de relación, estimación factorizada, estimación de la autorización presupuestaria, estimación del control del proyecto y

estimación firme. En este caso se realizaron las estimaciones por relación tomando como referencia la *Tabla 4* en Peters, Timmerhaus and West (1991).

Tabla 19-4. Estimación del capital fijo del proceso.

COMPONENTE	RANGO		COSTOS	
	(%)	(%)	(%)	(USD)
<i>Costos directos</i>				
Costo de equipamiento	15	- 40	18	657889.59
Costos de instalación del equipamiento	6	- 14	6	219296.53
Instrumentación y control (instalados)	2	- 8	3	109648.26
Tubería (instalada)	3	- 20	4	146197.69
Electricidad (instalada)	2	- 10	5	182747.11
Edificios (incluido los servicios)	3	- 18	6	219296.53
Mejora de patios	2	- 5	5	182747.11
Instalaciones de servicios	8	- 20	9	328944.79
Terrenos	1	- 2	2	73098.84
<i>Costos indirectos</i>				
Ingeniería y supervisión	4	- 21	14	511691.90
Gastos de construcción	4	- 16	16	584790.74
Honorario del contratista	2	- 6	6	219296.53
Contingencias	5	- 15	6	219296.53
Inversión total de capital fijo			100	3654942.14

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

4.8.2. Costos de operación

La estimación de costos por consumo de solvente (DEA) se realizó en función del precio por libra de DEA, fijado en \$0,52. Se determinaron las libras de DEA necesarias para remover la concentración de CO₂ y H₂S, presentes en la corriente de entrada tomando en cuenta que la amina

es regenerada y recirculada nuevamente al proceso, asumiéndose que la masa real de amina involucrada en la remoción del gas amargo es aproximadamente ¼ de la calculada y que se considera una pérdida mensual del 20% de la mina por evaporación, corrosión y ortos.

Fracción másica de DEA en solución: 0,3402

Flujo másico de solución de DEA: 27,6518 kg/s

$$m(DeA) = \frac{0,2}{4} * 0,27 \frac{kg\ DeA}{kg\ gases\ ácidos} \left(205027,1 \frac{kg\ CO_2}{día} + 211,68 \frac{kg\ H_2S}{día} \right)$$

$$m(DeA) = 2770,723 \frac{kg\ DeA}{día}$$

$$Costo\ DeA = 0,52 \frac{\$}{lb\ DeA} * 2770,7235 \frac{kg\ DeA}{día} * 2,2 \frac{lb}{kg} * 30 \frac{días}{mes}$$

$$Costo\ DeA = 95091,23\ \$/mes$$

Una vez calculado el costo de la DEA como principal materia prima en el proceso de endulzamiento, se estimaron los costos de producción mensuales según Peters, Timmerhaus and West (1991), obteniéndose los resultados que se muestran en la Tabla 20-4.

Tabla 20-4. Estimación del costo de producción mensual, desglosado por aspectos significativos a tener en cuenta según Peters, Timmerhaus and West (1991).

COMPONENTE	COSTOS (USD)
• <i>Materias Primas (cerca del 35% del costo total de la producción)</i>	95091.23
• <i>Labor de Operarios (cerca del 10% del costo total de la producción)</i>	27168.92
• <i>Supervisión directa (cerca del 10% de la Labor de Operarios)</i>	2716.89
• <i>Utilidades: gas, agua, electricidad (cerca del 10% del costo total de la producción)</i>	27168.92
• <i>Mantenimiento y reparaciones</i>	8150.68
• <i>Cargos del Laboratorio (cerca del 10% de la Labor de Operarios)</i>	2716.89
A. Costo directo de la producción (cerca del 60% del costo total de la producción)	163013.54
• <i>Depreciación</i>	27168.92

B. Cargos fijos (cerca del 10% del costo total de producción)	27168.92
C. Costo funcionamiento de la planta (cerca de 5% del costo total de producción)	13584.46
I. Costo de procesamiento= A + B + C	203766.92

D. Costos de administración (cerca de 5% del costo total de producción)	6792.23
E. Distribución y ventas (cerca de 20% del costo total de producción)	54337.85
F. Investigación y desarrollo (cerca de 5% del costo total de producción)	6792.23
II. Gastos Generales= D + E + F	67922.31

Costo total de operación= I + II	271689.23

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

Las tablas generadas anteriormente proporcionan más que nada, una idea preliminar del capital fijo y de operación que es necesario invertir en un proceso similar al simulado en este proyecto de investigación.

Un análisis preliminar de los costos evidencia claramente a las materias primas como el aspecto de mayor influencia en la remoción del gas natural, puesto que, además de ser la base proceso de endulzamiento, constituye una sustancia cara en el mercado, de ahí que su costo sea alto con respecto a los otros elementos presentes en la tabla anterior.

4.8.3. Tasa de Retorno de la Inversión

El Gráfico 3-4 muestra que la tasa de retorno de la inversión llega a su punto de equilibrio a los 2 años, a partir de los cuales comienza a rendir ganancias la inversión realizada, para un precio de venta del gas dulce o procesado de 28.97 \$/m³. La tasa de retorno se encuentra dentro de lo recomendado (3 a 5 años) por Peters, Timmerhaus and West (1991); Ulrich (1985).

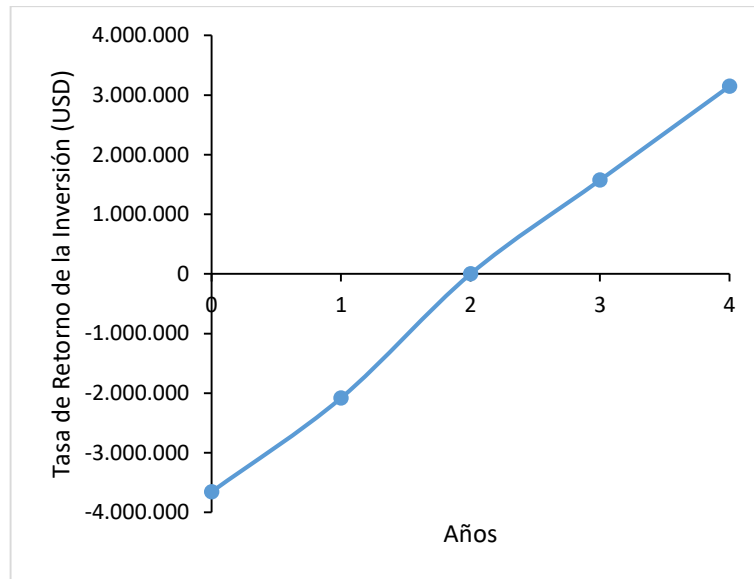


Gráfico 3-4. Tasa de Retorno de la Inversión

Realizado por: Silva, Esthefani, 2021.

CONCLUSIONES

- Se simuló, mediante el software DWSIM la propuesta de un proceso de endulzamiento de gas natural en presencia de una solución acuosa de aminas, que cumple con las normas vigentes de remoción de gases ácidos para este tipo de procesos.
- Se comparó la eficiencia del proceso de endulzamiento del gas natural cuando se utiliza DEA MDEA o mezcla de ambas aminas, obteniéndose en cada caso una remoción total de H₂S y un 94.4, 92.44 y 95.56% de remoción de CO₂, respectivamente.
- Mediante un análisis de sensibilidad se identificó la DEA como la amina óptima para el proceso de endulzamiento de gas natural obteniéndose las cantidades óptimas para remover en un 91.97% el CO₂ del gas amargo cumpliéndose con las normas de tratamiento establecidas al trabajar con la menor cantidad de amina que finalmente incidirá en una disminución en los costos de producción.
- Se validaron los resultados con los reportados por Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez (2019) evidenciándose la similitud entre estos y demostrando así la factibilidad del software DWSIM como un simulador robusto.
- Se estimaron los costos preliminares de inversión y producción para llevar a cabo el proceso simulado, obteniéndose que el costo total de equipamiento es de \$657 889.59 que representa el 18% del capital fijo que asciende hasta los \$3 654 942.14, con un costo de operación mensual de unos \$271 689.23 y una tasa de retorno de la inversión que tiene su punto de equilibrio a los 2 años, periodo a partir del cual la inversión realizada comienza a rendir ganancias.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda utilizar aminas activas para determinar cuáles serían los cambios o beneficios que se podrían obtener en el proceso de endulzamiento de gas natural.
- Se recomienda, realizar un estudio sobre las condiciones de operación de dimensionamiento típicas para este tipo de procesos, con la finalidad de poder llevar a cabo el diseño de este tipo de plantas.
- Se recomienda hacer simulaciones del proceso estudiado incorporando p-xilenos como la piperazina, ya que actualmente las plantas que se construyen a nivel mundial emplean aminas activadas como solventes.

GLOSARIO

Aminas: Compuestos químicos orgánicos derivados del amoníaco y como éste último, las aminas son sustancias polares que pueden formar puentes de hidrógeno intermoleculares, salvo las terciarias. Son incoloras en estado puro, se oxidan con facilidad en el aire, presentan un olor a pescado en descomposición y suelen ser muy tóxicas (Morrison and Boyd 1998, p. 1520).

Dietanolamina: Es una amina secundaria que sirve como materia prima e intermediario, en la elaboración de cosméticos y agentes tensoactivos usados en la fabricación de detergentes, champús, entre otros productos. Una importante aplicación es en el endulzamiento de gas natural como secuestrante de óxidos de azufre y CO₂ y en operaciones de refinación de hidrocarburos (IDESSA 2017, p. 12).

Metildietanolamina: Es una amina terciaria cuyas características físicas son: color amarillo pálido, olor amoniacal, miscible en agua, alcohol y benceno. Ampliamente utilizada en la remoción de componentes ácidos del gas tales como sulfuro de hidrogeno (H₂S) o dióxido de carbono (CO₂) de las corrientes de gas es un proceso de endulzamiento del gas natural (MAQUIMEX 2014, p. 2).

Gas asociado en solución o disuelto: Se denomina así al gas natural que bajo las condiciones de presión y temperatura del yacimiento se disuelve en el aceite crudo de dicho yacimiento (Osinergim 2012, p. 16).

Gas amargo: Es el gas natural que contiene en concentraciones mayores a 50 ppm, hidrocarburos, ácido sulfhídrico y dióxido de carbono (Osinergim 2012, p. 16).

Gas dulce: Es aquel que no contiene sulfuro de hidrógeno (Osinergim 2012, p. 16).

Endulzamiento del gas natral: Es un proceso mediante el cual se ajusta el contenido de gases ácidos, como el CO₂ o H₂S, de las corrientes que salen de pozo, a los valores permitidos por especificación, generalmente del ente regulador (Macías Ontiveros 2007, p. 163).

Simulación: Consiste en experimentar con un modelo que imita ciertos aspectos de la realidad, permitiendo de esta manera trabajar en condiciones similares a las reales, pero con variables controladas y en un entorno que se asemeja al real, pero que está acondicionado artificialmente (Caisana 2016, p. 22).

DWSIM: Es un simulador de procesos de código abierto, descarga libre y gratuita, donde cada usuario de acuerdo a sus necesidades puede adaptarlo o a su vez corregir errores, gracias a que puede acceder al código fuente de la aplicación. DW-SIM tiene una interfaz gráfica fácil e intuitiva de usar. Permite usar una lista completa de operaciones unitarias, modelos termodinámicos avanzados, soporte para sistemas reactivos, y herramientas de caracterización de crudos (López Díaz 2020, p. 64; Ocaña Vergara 2019, p. 66).

NRTL: Es una sigla de *Non Random Two Liquid* aplicable a sistemas multicomponentes del tipo vapor-líquido, líquido-líquido, y vapor-líquido-líquido. Puede estimar el comportamiento de

soluciones completamente miscibles y también los sistemas que se separan en dos fases líquidas (López Díaz 2020, p. 64).

Análisis de sensibilidad: Identificación de las principales variables operativas del proceso, que pueden ser consideradas para futuras investigaciones de optimización. El análisis de sensibilidad se puede realizar mediante el empleo de la simulación en diversos programas como DWSIM (Ortiz 2021, p. 123; Tixi, Barahona, Garmendia and Ramírez 2019, p. 12).

BIBLIOGRAFÍA

CAISANA, M., Procesos de gas natural II. [en línea], 2016. S.I.: Disponible en: https://www.academia.edu/32324016/ENDULZAMIENTO_MARIELA.

CASIANO FLORES, O. AND S. R. ORDOÑEZ CHIQUITO. Selección de endulzamiento en plataforma y disposición de los contaminantes. Instituto Politécnico Nacional, 2011.

CORTE, C., N. SABALLOS AND F. SORTO. Aplicación del programa COCO SIMULATOR en la simulación de componentes de procesos de industrias químicas en el Salvador, como una herramienta didáctica para la Ingeniería Química. Universidad de El Salvador, 2017.

ERDMANN, E., L. A. RUIZ, J. MARTÍNEZ, J. P. GUTIERREZ, et al. Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. Avances en Ciencias e Ingeniería, 2012, 3(4), 14.

GAMBOA MORENO, J. C. AND A. J. PORTILLA SUÁREZ. Diseño y simulación del proceso de remoción de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono contenido en el gas natural. Universidad Nacional de Trujillo, 2012.

GAMEZ VALERO, N. E. AND M. I. COBO ANGEL. Purificación de dióxido de carbono emitido en plantas de tratamiento de gas. Ciencia en Desarrollo, 2018, 9(2), 12.

GARCÍA LÓPEZ, J. B. Diseño y construcción de un sistema de control automático para una caldera piro tubular horizontal. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo 2013.

GONZÁLEZ CASTAÑO, F. A. Análisis de ciclo de vida y optimización matemática como herramientas para la producción sustentable de energía y de productos químicos. Universidad Nacional del Sur, 2019.

GUTIERRES, R. Ingeniería conceptual básica de detalle de simulación para el sistema de aprovechamiento del alquitran en el proceso de gasificación UP-DRAFT con capacidad de 50 kg/h utilizando los RSU para el INER. Sangolquí: 2014.

GUTIÉRREZ, J., T. SOSA, L. A. RUIZ, A. ZAPATA, et al. Diseño del proceso de endulzamiento de gas natural. simulación y comparación. Asociación Argentina de Ingenieros Químicos, 2013, 13.

GUTIÉRREZ, M. AND S. IURRALDE. *Elementos básicos de ingeniería de yacimientos.* Edtion ed.: La Libertad: Universidad Estatal Península de Santa Elena, 2017., 2017. 249 p. ISBN 9942860398.

IDESA. Ficha de Daos de Seguridad: Ditanolamina. Coatzacoalcos,Veracruz, México: 2017.

INEN. Norma Técnica Ecuatoriana. Ecuador: 2009.

LAPUERTA TORRES, A. El gas natural: una posibilidad de combustible limpio en el mercado automotriz del Ecuador. Universidad Andina Simón Bolívar. Sede Ecuador, 2008.

LEÓN, G. Desarrollo de una herramienta libre para la simulacion rigurosa de columnas de destilacion en estado estacionario. Universidad de los Andes, 2013.

LONDOÑO, C. AND S. VILLEGAS. Evaluación del efecto de diferentes formulaciones de aminas sobre el desempeño de una planta de endulzamiento. Bucaramanga: 2015.

LÓPEZ DÍAZ, G. J. Comparación de los costos de producción y grado de contaminación por emisiones en el sector industrial del Ecuador usando como combustible gas natural mediante la simulación de procesos. Universidad de Guayaquil. Facultad de Ingeniería Química, 2020.

MACÍAS ONTIVEROS, R. I. Degradación biológica de aminas gastadas provenientes de los procesos de endulzamiento de gas de una refinería. Universidad Nacional Autónoma de México, 2007.

MACULO, F. *Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos.* Edtion ed.: Colombia: Universidad Surcolombia, 2012. 331 p.

MAQUIMEX. Ficha Técnica: Metil Dietanolamina (AdapT 100). México: 2014.

MAXWELL, C. Towering Skills: Cost Indices. In., 2021.

MAZÓN FIERRO, G. J. Rehabilitación de un Horno a Gas para Cerámica. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, 2009.

MORALES, G. D. V., G. TIRADO, D. E. CABRERA AND L. J. I. T. MERCADO. Simulación del Proceso de Endulzamiento de Gas Natural. Información Tecnológica, 2005,

16(6), 3.

MORRISON, R. T. AND R. N. BOYD *Química orgánica*. Edtion ed., 1998. 1520 p. ISBN 968-444-340-4 978-968-444-340-2.

MUNDI, I. Consumo de Gas Natural. Cuadros de Datos Históricos Anuales. In *index mundi*. 2021.

NAVARRO SHUGULI, K. P. Diseño de un esquema de endulzamiento de gas asociado para generación de energía eléctrica (bloque 49). Quito: UCE, 2017.

OCAÑA VERGARA, A. J. Diseño preliminar de un proceso de absorción para la captura del dióxido de azufre utilizadondo líquidos iónicos. Instituto Politécnico Nacional., 2019.

ORTEGA VIERA, L., S. RODRÍGUEZ MUÑOZ, E. FERNÁNDEZ SANTANA AND L. J. I. H. Y. A. BÁRCENAS PÉREZ Principales métodos para la desulfuración del biogás 2015, 36(1), 12.

ORTIZ, R. Diseño de un permutador de calor para optimizador eliminación de H₂S en la sección de DEA. Instituto Politecnico Nacional, 2021.

OSINERGIM. El gas natural y sus diferencias con el GLP. Quito: 2012.

PETERS, M., K. TIMMERHAUS AND R. WEST. Cost estimation. In MCGRAW-HILL ed. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.*, 1991, p. 923.

PETERS, M. S., K. D. TIMMERHAUS AND R. E. WEST *Plant design and economics for chemical engineers*. Edtion ed.: McGraw-Hill New York, 2002. 1006 p.

PINO, F. Endulzamiento de gas natural. Maturin, Venezuela: [en línea], 2011, S.l.: [Consulta: 10 mayo 2021]. Disponible en:

<https://carteleraelectronica.files.wordpress.com/2011/12/endulzamiento-de-gas-natural.pdf>.

REBOLLEDO, M. Estudio de la solubilidad de CO₂ y H₂S en soluciones acuosas de 1-amino-2-propanol. Instituto Politécnico Nacional, 2011.

RIVADENEIRA, D. Ingeniería conceptual básica de detalle y simulación para el sistema de aprovechamiento del alquitran en el proceso de gasificación UP-DRAFT con capacidad de 50 kg/h utilizando los RSU para el INER. Universidad de las Fuerzas Armadas, 2014.

SALCEDO RAMOS, M. E. Análisis del proceso de aprovechamiento del gas natural en un campo petrolero de la Amazonia Ecuatoriana” (REPSOL). Universidad Tecnológica Equinoccial, 2012.

TACURI AYALA, F. J. Mejoramiento del proceso de endulzamiento de un gas utilizado como combustible. Universidad Central del Ecuador, 2015.

TIXI, H., N. BARAHONA, H. GARMENDIA AND J. RAMÍREZ Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural usando la solución acuosa de monoetanolamina. Revista Ciencia e Ingeniería, 2019, 40(1), 12.

ULRICH, G. Capítulo 5: Cálculo del costo de capital. In *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química*. No. 660 U5Y, 1985, p. 296-357.

ANEXOS

ANEXO A. COSTO DE COMPRA DE BOMBAS CENTRÍFUGAS, EL PRECIO INCLUYE MOTOR ELÉCTRICO

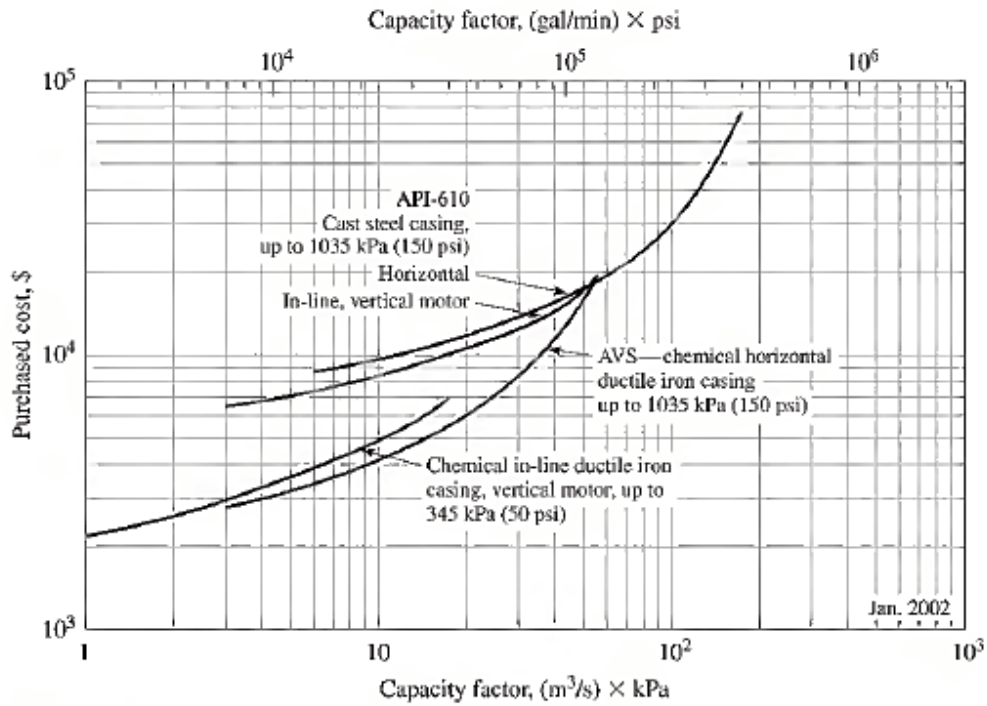


Figure 12-20

ANEXO B. COSTO DE COMPRA DE MEZCLADORES INMÓVILES

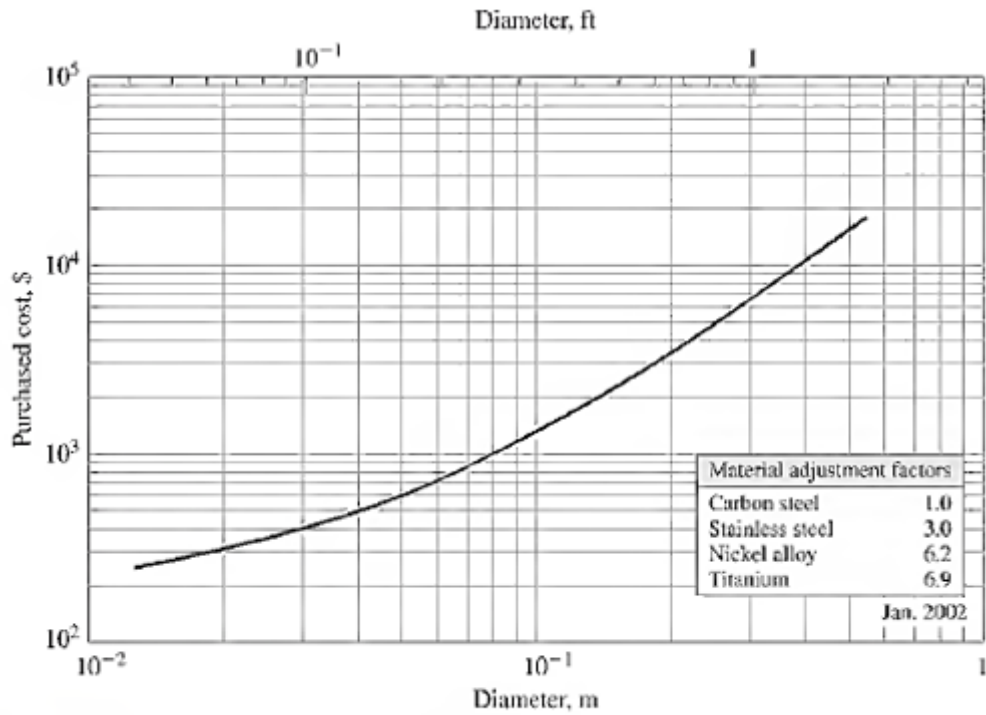


Figure 12-41

ANEXO C. COSTO DE COMPRA DE CALENTADORES DE INMERSIÓN ELÉCTRICOS

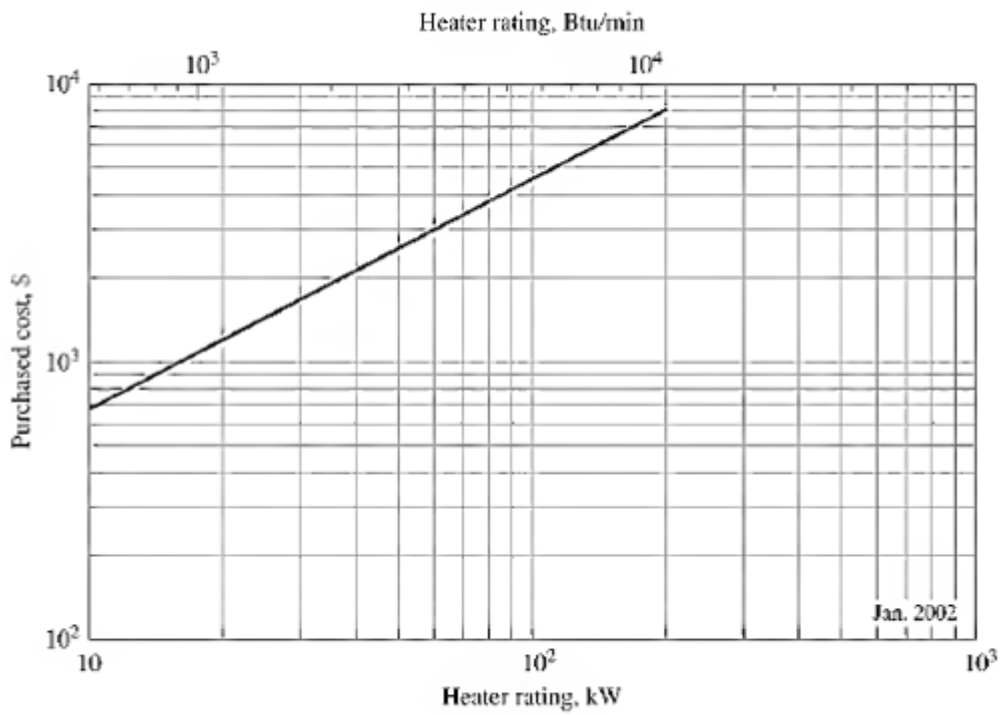


Figure 14-36

ANEXO D. COSTO DE COMPRA DE COLUMNAS VERTICALES. EL PRECIO NO INCLUYE BANDEJAS, EMPAQUES NI CONEXIONES

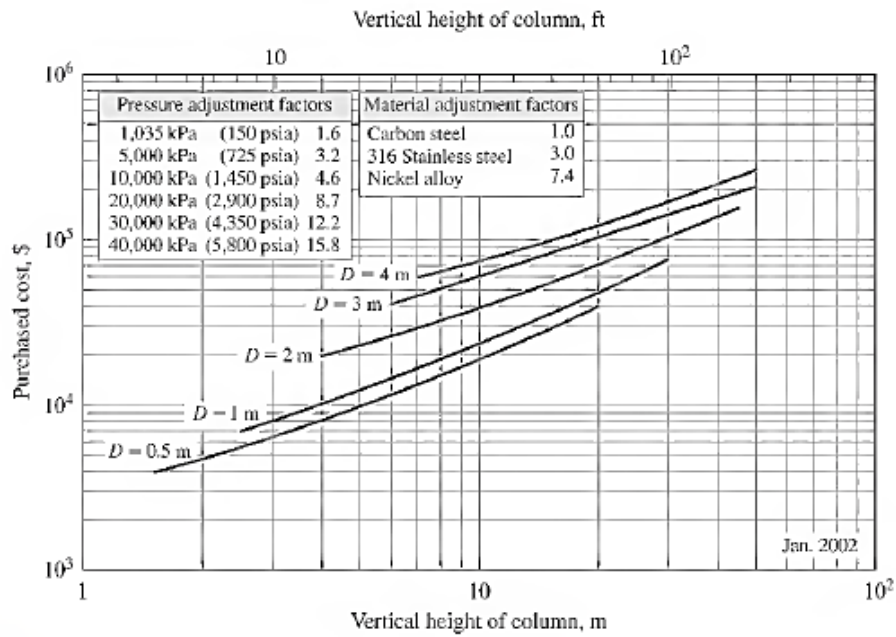


Figure 15-11

ANEXO E. COSTO INSTALADO PARA CONEXIONES DE COLUMNA DE ACERO. LOS VALORES SE APLICAN A CONEXIONES DE 136 KG (300 LB). MULTIPLIQUE EL COSTO POR 0.9 PARA CONEXIONES DE 68 KG (150 LB) Y POR 1.2 PARA CONEXIONES DE 272 KG (600 LB)

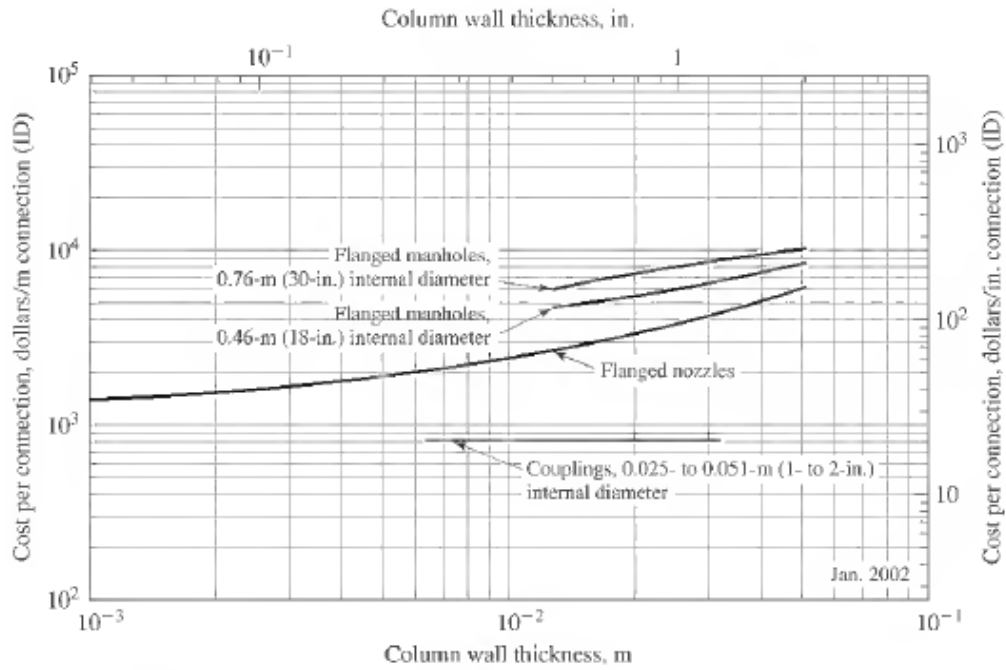


Figure 15-12

ANEXO F. COSTO DE COMPRA DEL EMPAQUE DE SILLA DE MONTAR DE ALTA EFICIENCIA Y DE ANILLOS APILADOS (EL PRECIO INCLUYE EL SOPORTE INTERNO Y LA DISTRIBUCIÓN DE LA COLUMNA)

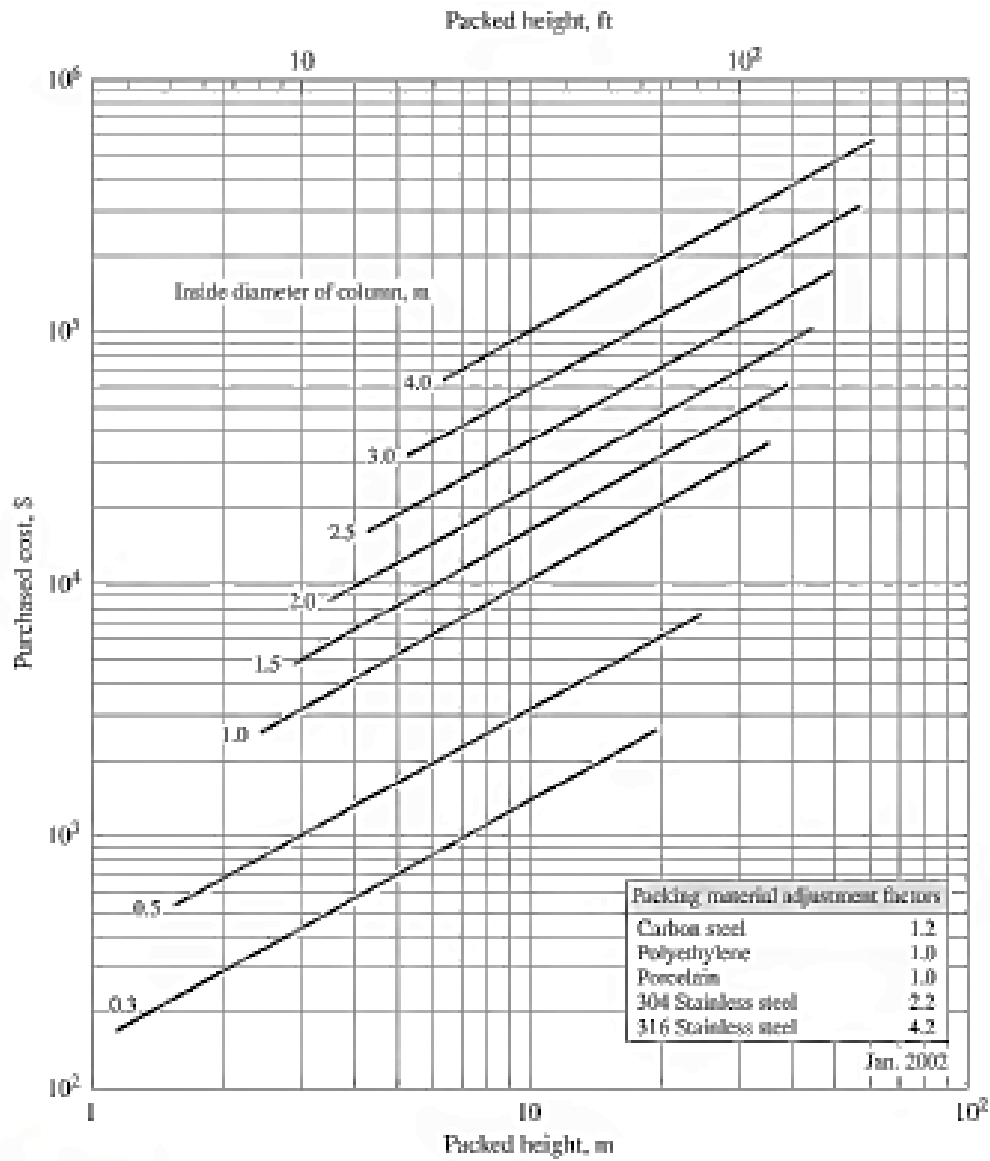


Figure 15-14

ANEXO G. COSTO DE COMPRA DE TORRES DE ENFRIAMIENTO. LOS PRECIOS SON PARA TORRES DE ENFRIAMIENTO CONVENCIONALES, CON ESTRUCTURA DE MADERA, TIRO INDUCIDO Y FLUJO CRUZADO. EL PRECIO NO INCLUYE TUBERÍAS EXTERNAS, CABLEADO ELÉCTRICO, TRABAJOS DE CIMENTACIÓN ESPECIALES NI MANO DE OBRA EN EL CAMPO

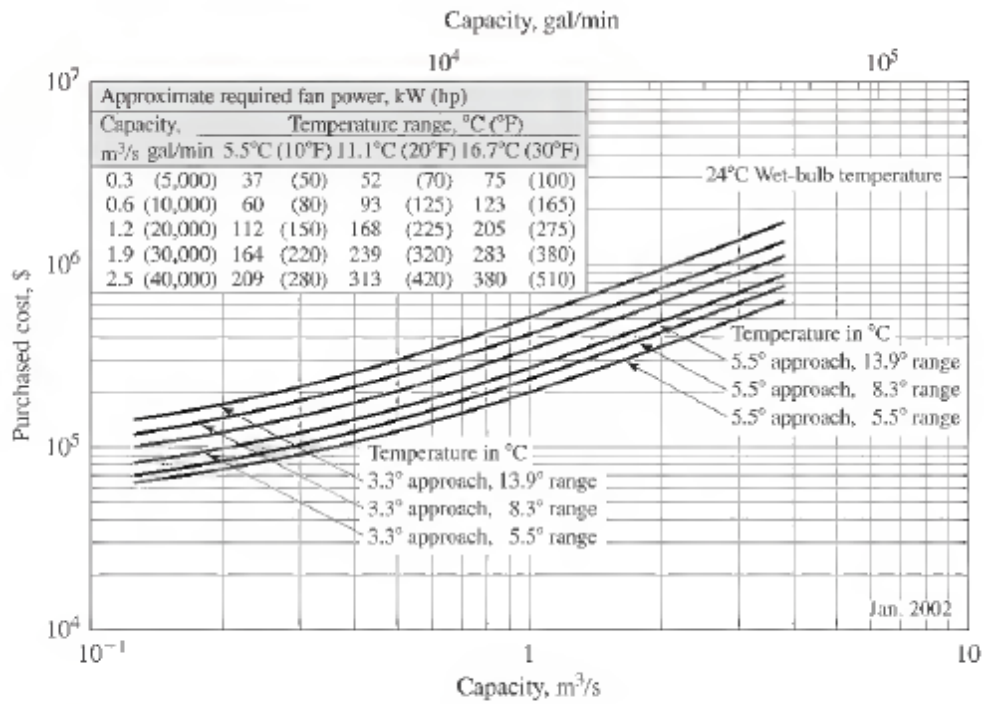


Figure B-6