

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA ELIMINACIÓN DE CO₂
EMPLEANDO UNA SOLUCIÓN HÍBRIDO-ALCALINA EN LA PLANTA
CARRASCO”**

**Proyecto de Grado presentado para optar al título de Licenciatura en
Ingeniería en Petróleo, Gas y Procesos**

POSTULANTE: UNIV. YAMIR BAUTISTA QUIJO

TUTOR: M.SC. ING. MARCO ANTONIO MONTESINOS MONTESINOS

LA PAZ - BOLIVIA

2024



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA

Este trabajo realizado por muchos meses, con dedicación y esfuerzo es dedicado a Dios, mis padres y hermanas. También a todos mis compañeros ya que sin ellos no lograría alcanzar mis metas propuestas y son mi fuente de inspiración

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo realizado con mucha dedicación, lo agradezco con mucho entusiasmo:

Mis padres Serafín y Valeria por darme todo su apoyo y la oportunidad de poder estudiar.

Al Ing. Marco Antonio Montesinos, quien aceptó con mucho agrado su asesoramiento en mi Proyecto de Grado y guio con mucha paciencia y análisis en la elaboración del mismo.

Mi familia y amigos que colaboraron de una u otra forma para la realización de este trabajo.

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN EJECUTIVO.....	17
Capítulo 1 GENERALIDADES.....	17
1.1. INTRODUCCIÓN.....	18
1.2. ANTECEDENTES	19
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	20
1.3.1. IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA.....	23
1.3.2. FÓRMULACIÓN DEL PROBLEMA	24
1.4. OBJETIVOS	24
1.4.1. OBJETIVO GENERAL	24
1.4.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	24
1.5. JUSTIFICACIÓN	25
1.5.1. JUSTIFICACIÓN GENERAL	25
1.5.2. JUSTIFICACIÓN TÉCNICA	26
1.5.3. JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA	26
1.5.4. JUSTIFICACIÓN SOCIAL	26
1.5.5. JUSTIFICACIÓN AMBIENTAL	26
1.6. ALCANCE	26
1.6.1. ALCANCE TEMÁTICO	26

1.6.2. ALCANCE GEOGRÁFICO	27
1.6.3. ALCANCE TEMPORAL.....	27
Capítulo 2 FUNDAMENTOS DEL PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL Y ENDULZAMIENTO CON AMINAS.....	28
2.1. INTRODUCCIÓN.....	28
2.2. EL GAS NATURAL	28
2.2.1. CLASIFICACION DEL GAS NATURAL.....	29
2.3. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	30
2.4. PROCESO DE ENDULZAMIENTO	31
2.4.1. ABSORCIÓN.....	34
2.4.2. PRINCIPIOS DE ABSORCIÓN	35
2.4.3. PROCESOS DE ABSORCIÓN DE CO ₂ CON REACCIÓN REVERSIBLE.....	36
2.4.4. TIPOS DE AMINAS USADAS EN ENDULZAMIENTO.....	38
2.5. DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO	42
2.6. SIMULACIÓN ESTACIONARIA CON HYSYS 8.8.....	45
Capítulo 3 DESCRIPCIÓN DEL CAMPO CARRASCO Y DESARROLLO DE LA PROPUESTA CON SOLVENTE HÍBRIDO Ca(OH) ₂	46
3.1. ANTECEDENTES DE LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO CARRASCO	46

3.1.1. ANTECEDENTES DEL CAMPO CARRASCO.....	46
3.1.2. UBICACIÓN DE LA PLANTA CARRASCO.....	48
3.1.3. CARACTERIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN	48
3.1.4. PROCESO PRODUCTIVO DEL GAS NATURAL	49
3.1.5. SISTEMA DE REMOCIÓN DE CO ₂ PLANTA DE AMINA.....	50
3.2. PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON MEZCLA DE AMINAS	57
3.2.1. CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO MEDIANTE SOLUCIÓN ACUOSA DE HIDRÓXIDO DE CALCIO	59
Capítulo 4 PARTE PRÁCTICA Y SIMULACIÓN CON HYSYS 8.8V	72
4.1. CÁLCULO DE PARÁMETROS DE ENDULZAMIENTO POR EL MÉTODO ANALÍTICO EN LA PLANTA CARRASCO.....	72
4.2. BALANCE DE MATERIA EN LOS PRINCIPALES EQUIPOS PARA CUANTIFICAR EL NUEVO CAUDAL DE PROCESAMIENTO Y CONCENTRACIÓN DEL SOLVENTE HÍBRIDO	82
4.3. ANALISIS COMPARATIVO PARA DETERMINAR CONDICIONES OPERATIVAS APROPIADAS, GRADO DE REMOCIÓN Y EFICIENCIA DEL SOLVENTE HÍBRIDO.....	88
4.4. SEGURIDAD INDUSTRIAL APLICADA AL NUEVO SOLVENTE HÍBRIDO CA(OH) ₂	99
Capítulo 5 ANÁLISIS ECONÓMICO	107
5.1. EVALUACIÓN FINANCIERA Y ECONÓMICA	107

5.1.1.	VALOR ACTUAL NETO VAN	107
5.1.2.	TASA DE DESCUENTO	108
5.1.3.	TASA INTERNA DE RETORNO TIR	108
5.1.4.	BENEFICIO COSTO B/C	109
5.2.	INGRESOS.....	110
5.3.	EGRESOS Y COSTOS	112
5.4.	FLUJO DE CAJA	115
Capítulo 6	118
6.1.	CONCLUSIONES.....	118
6.2.	RECOMENDACIONES.....	119
BIBLIOGRAFÍA.....		122

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO 1

FIGURA 1.1 ÁRBOL DE PROBLEMAS	24
-------------------------------------	----

CAPÍTULO 2

FIGURA 2.1 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	30
---	----

FIGURA 2.2 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO	32
--	----

FIGURA 2.3 GUIA DE SELECCIÓN DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL	34
---	----

FIGURA 2.4 ESQUEMA GENERAL DE ABSORCIÓN Y DESORCIÓN	35
---	----

FIGURA 2.5 ESTRUCTURA QUIMICA DE LAS AMINAS	38
---	----

FIGURA 2.6 PRINCIPALES PROPIEDADES DE LAS AMINAS	38
--	----

FIGURA 2.7 FÓRMULA SIMPLIFICADA MEA	39
---	----

FIGURA 2.8 FÓRMULA DE LA DGA.....	40
-----------------------------------	----

FIGURA 2.9 FÓRMULA DE DIETANOLAMINA.....	40
--	----

FIGURA 2.10 MOLÉCULA DE TRIETANOLAMINA	41
--	----

FIGURA 2.11 UNIDAD DE AMINA PLANTA CARRASCO	44
---	----

FIGURA 2.12 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ABSORCIÓN CON EL PROGRAMA HYSYS 8.0.....	45
---	----

CAPÍTULO 3

FIGURA 3.1 COLUMNA ESTRATIGRÁFICA DEL CAMPO CARRASCO	47
---	----

FIGURA 3.2 MAPA DEL ÁREA CHIMORÉ 1.....	47
---	----

FIGURA 3.3 MAPA DE UBICACIÓN DEL CAMPO CARRASCO	48
---	----

FIGURA 3.4 DESCRIPCIÓN DE LOS PLATOS DE LA CONTACTORA.....	52
--	----

FIGURA 3.5 TANQUE DE FLASHEO DE AMINA	53
FIGURA 3.6 TORRE REHERVIDORA Y EQUIPOS DE ABSORCIÓN	54
FIGURA 3.7 FILTRO DE CARBON	55
FIGURA 3.8 ESQUEMA DE ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA.....	61
FIGURA 3.9 COMPOSICIONES FINALES DE CO ₂ APLICANDO DISTINTAS CONCENTRACIONES DE CA(OH) ₂	63
FIGURA 3.10 COMPOSICIÓN DE CO ₂ CON DIFERENTES FLUJOS DE SOLUCIÓN CA(OH) ₂	64
CAPÍTULO 4	
FIGURA 4.1 DETERMINACIÓN DEL TIPO DE PROCESO	72
FIGURA 4.2 RESULTADO - SIMULACIÓN DE LA PLANTA CARRASCO...	81
FIGURA 4.3 BALANCE PARA EL SEPARADOR DE ENTRADA	83
FIGURA 4.4 TORRE CONTACTORA.....	85
FIGURA 4.5 BALANCE DE MATERIA TORRE CONTACTORA SIMULACIÓN	87
FIGURA 4.6 COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE LA ABSORBEDORA AL 3% DE SOLVENTE HÍBRIDO.....	89
FIGURA 4.7 COMPOSICIÓN DE LA TORRE ABSORBEDORA AL 5% DE SOLVENTE HÍBRIDO.....	90
FIGURA 4.8 COMPOSICIÓN DE LA TORRE ABSORBEDORA AL 7% DE SOLVENTE HÍBRIDO.....	90
FIGURA 4.9 GRÁFICA DE DENSIDAD Y % DE AMINAS GPSA.....	92
FIGURA 4.10 GRÁFICA GRAVEDAD ESPECÍFICAS Y % DE AMINA.....	92
FIGURA 4.11 USO INDUSTRIAL DE CA(OH) ₂	100

FIGURA 4.12 RIESGOS ASOCIADOS AL USO DE $Ca(OH)_2$	100
FIGURA 4.13 LIMPIEZA DE BASES EN PLANTAS QUÍMICAS	101
FIGURA 4.14 CONTRL DE REACCIONES DE BASES EN PLANTAS INDUSTRIALES.....	101
FIGURA 4.15 MANEJO SEGURO DE REACTIVOS QUÍMICOS	103
FIGURA 4.16 EPP NECESARIOS PARA MANIPULACION DE SUSTANCIAS QUÍMICAS	103

ÍNDICE DE TABLAS

CAPÍTULO I

TABLA 1.1 DETERMINACIÓN DEL PROBLEMA MEDIANTE CAUSA Y EFECTO	23
TABLA 1.2 CUADRO CAUSA-EFECTO-SOLUCIÓN DEL PROBLEMA	24

CAPÍTULO 2

TABLA 2.1 COMPONENTES DEL GAS NATURAL	29
TABLA 2.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL	29
TABLA 2.3 PLANTAS DE PROCESAMIENTO EN BOLIVIA	31

CAPÍTULO 3

TABLA 3.1 CROMATOGRFÍA INICIAL DEL CAMPO CARRASCO	50
TABLA 3.2 EQUIPOS MENORES USADOS EN LA PLANTA DE ABSORCIÓN CARRASCO	55
TABLA 3.3 CROMATOGRFÍA INICIAL DEL CAMPO CARRASCO	56
TABLA 3.4 CONDICIONES DE ENDULZAMIENTO PLANTA CARRASCO	56
TABLA 3.5 LECTURAS DE ABSORCIÓN DE 4% DE CA (OH) ₂	62
TABLA 3.6 PROPIEDADES DE CA(OH) ₂ Y CO ₂	65

CAPÍTULO 4

TABLA 4.1 CALOR DE REACCIÓN DE CO ₂ EN SOLUCIONES DE DEA ..	74
TABLA 4.2 PROPIEDADES DE VAPOR - LIQUIDOS DEL AGUA	79
TABLA 4.3 COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS ENERGÉTICOS OBTENIDOS DE MANERA PRÁCTICA Y SIMULACIÓN CON HYSYS 8.8 ..	81
TABLA 4.4 CROMATOGRFIA DE LA CORRIENTE DE ENTRADA GAS AMARGO PLANTA CARRASCO	83

TABLA 4.5 COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE BALANCE DE MATERIA Y CONCENTRACIÓN AMINA HÍBRIDA DE MANERA MANUAL Y CON LA SIMULACIÓN EN HYSYS	87
TABLA 4.6 CROMATOGRAFÍA CON LA PLANTA CARRASCO Y CON EL SOLVENTE HÍBRIDO.....	88
TABLA 4.7 PROPIEDADES CORRIENTE DE ENTRADA SEGÚN % AMINAS HÍBRIDAS.....	94
TABLA 4.8 PROPIEDADES DE LA CORRIENTE DE SOLVENTE HÍBRIDO SEGUN DIFERENTES %	94
TABLA 4.9 PROPIEDADES DE LA CORRIENTE DE GAS DULCE SEGUN % DE AMINAS HÍBRIDAS	95
TABLA 4.10 PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE DEA RICA SEGÚN % DE AMINAS HÍBRIDAS	95
TABLA 4.11 RESULTADOS DE GASTOS ENERGÉTICOS SEGÚN % DE AMINAS HÍBRIDAS.....	95
TABLA 4.12 RESUMEN CALCULOS ANALÍTICOS Y SIMULADOS CON HYSYS 8.8V	96
TABLA 4.13 RESUMEN RESULTADOS PRINCIPALES DEL LA APLICACIÓN DEL SOLVENTE HÍBRIDO	97
CAPÍTULO 5	
TABLA 5.1 INGRESOS	110
TABLA 5.2 PRODUCTOS OBTENIDOS EN LA PLANTA	111
TABLA 5.3 RESUMEN DE INGRESOS.....	111
TABLA 5.4 COSTOS Y REQUERIMIENTOS QUIMICOS	113

TABLA 5.5 GRÁFICA COSTOS OPERATIVOS EN PLANTAS DE ENDULZAMIENTO	113
TABLA 5.6 FLUJO DE CAJA.....	115
TABLA 5.7 RESULTADOS DE INDICADORES	116
CAPÍTULO 6	
TABLA 6.1 ANALISIS FODA	119

INDICE DE ANEXOS

ILUSTRACIÓN 1 INTRODUCCIÓN DE COMPONENTES AL SIMULADOR..	128
ILUSTRACIÓN 2 DEFINICIÓN DEL PAQUETE DE FLUIDO A UTILIZAR	128
ILUSTRACIÓN 3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA	129
ILUSTRACIÓN 4 PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE GAS NATURAL DE ENTRADA.....	129
ILUSTRACIÓN 5 CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE ENTRADA ...	130
ILUSTRACIÓN 6 COMPOSICIÓN CORRIENTE DEA A ABSORBEDORA....	130
ILUSTRACIÓN 7 DATOS DE ENTRADA DE CORRIENTE DEA A ABSORBEDORA	131
ILUSTRACIÓN 8 PARÁMETROS INGRESADOS A LA TORRE ABSORBEDORA	131
ILUSTRACIÓN 9 CONEXIONES DE LA VÁLVULA.....	132
ILUSTRACIÓN 10 PARÁMETROS DE LA VÁLVULA.....	132
ILUSTRACIÓN 11 CONEXIONES DEL SEPARADOR.....	133
ILUSTRACIÓN 12 DATOS PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR	133
ILUSTRACIÓN 13 PARÁMETROS DE DISEÑO PARA LA REGENERADORA	134
ILUSTRACIÓN 14 DISEÑO CON EL SOLVER EN LA SIMULACIÓN	134
ILUSTRACIÓN 15 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN TEMPERATURA DE TOPE	135
ILUSTRACIÓN 16 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN REBOILER DUTY	135

ILUSTRACIÓN 17 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN DE REFLUX RATIO	136
ILUSTRACIÓN 18 ESPECIFICACIONES DE OVHD VAP RATE	136
ILUSTRACIÓN 19 CONVERGENCIA DE LA SIMULACIÓN TORRE DE REGENERACIÓN.....	137
ILUSTRACIÓN 20 PARÁMETROS PARA EL MESCLADOR	137
ILUSTRACIÓN 21 PARÁMETROS DEL ENFRIADOR DE AMINA.....	138
ILUSTRACIÓN 22 PARÁMETROS DE LA BOMBA.....	138
ILUSTRACIÓN 23 ESPECIFICACIONES DE LA FUNCIÓN SET	139
ILUSTRACIÓN 24 ESPECIFICACIONES DE RECICLO	139
ILUSTRACIÓN 25 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS EN LA PLANTA CARRASCO.....	140
ILUSTRACIÓN 26 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON HYSYS APLICADO A LA PLANTA CARRASCO	140
ILUSTRACIÓN 27 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON SOLVENTE HÍBRIDO AL 3%	141
ILUSTRACIÓN 28 DETALLE DE LOS RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 3% HIBRIDO	141
ILUSTRACIÓN 29 RESULTADOS ENERGÉTICOS CON SOLVENTE AL 3% HÍBRIDO.....	142
ILUSTRACIÓN 30 DATOS DE LA TORRE CONTACTORA CON LA SOLUCIÓN AL 3%	142
ILUSTRACIÓN 31 COMPOSICIÓN MOLAR TORRE CONTACTORA AL 3% DE SOLUCIÓN HIBRIDA.....	143

ILUSTRACIÓN 32 PROPIEDADES DEL AGUA DE REPOSICIÓN.....	143
ILUSTRACIÓN 33 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON AMINA HÍBRIDA AL 5%	144
ILUSTRACIÓN 34 RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 5% HÍBRIDO	144
ILUSTRACIÓN 35 RESULTADOS ENERGÉTICOS DE SOLVENTE AL 5% HÍBRIDO	144
ILUSTRACIÓN 36 PROPIEDADES AGUA DE REPOSICIÓN AL 5%	145
ILUSTRACIÓN 37 PROPIEDADES TORRE CONTACTORA CON SOLUCIÓN HÍBRIDA AL 5%	145
ILUSTRACIÓN 38 COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE TORRE CONTACTORA CON SOLUCIÓN HÍBRIDA AL 5%	146
ILUSTRACIÓN 39 SIMULACIÓN DE ENDULZAMIENTO CON AMINA HÍBRIDA AL 7%	146
ILUSTRACIÓN 40 RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 7% HÍBRIDO	146
ILUSTRACIÓN 41 RESULTADOS ENERGÉTICOS CON SOLVENTE 7% HÍBRIDO	147
ILUSTRACIÓN 42 PROPIEDADES AGUA DE REPOSICIÓN AL 7% DE SOLUCIÓN HÍBRIDA.....	147
ILUSTRACIÓN 43 FICHA DE SEGURIDAD DE $Ca(OH)_2$	148
ILUSTRACIÓN 44 SISTEMA DE LINEA DE RECOLECCIÓN DE LA PLANTA	153
ILUSTRACIÓN 45 FILTRO SEPARADOR DE ENTRADA A LA PLANTA	153

ILUSTRACIÓN 46 TORRE DE REGENERACIÓN	154
ILUSTRACIÓN 47 INTERCAMBIADOR DE CALOR – TORRE REGENERADORA	154
ILUSTRACIÓN 48 TANQUE DE ABASTECIMIENTO DE AMINAS	155
ILUSTRACIÓN 49 SISTEMA DE BOMBEO.....	155

GLOSARIO TÉCNICO

- 1. DEA (Dietanolamina):** Un compuesto químico utilizado en la absorción y eliminación de ácido sulfúrico y dióxido de carbono de corrientes de gas natural.
- 2. MEA (Monoetanolamina):** Una amina primaria empleada en la eliminación de contaminantes ácidos como el H₂S y CO₂ de corrientes de gas natural.
- 3. MDEA (Metildietanolamina):** Una amina terciaria utilizada en procesos de eliminación selectiva de H₂S en presencia de CO₂ en corrientes de gas natural.
- 4. DIPA (Dietanolamina Ipropílica):** Un solvente que se utiliza en procesos de desulfurización para remover H₂S del gas natural.
- 5. DGA (Dietilenglicolamina):** Utilizado en la desulfurización y descarbonización del gas natural.
- 6. UMA (Unidad de Masa Atómica):** Indicador utilizado para medir el peso atómico basado en el carbono 12.
- 7. PKG (Paquete de Gas):** Conjunto de paquetes termodinámicos utilizados para el procesamiento y tratamiento del gas natural.
- 8. GLP (Gas Licuado de Petróleo):** Mezcla de propano y butano almacenada bajo presión para su uso como combustible.
- 9. BPD (Barriles por Día):** Unidad de medida utilizada para la producción y procesamiento de petróleo y gas, equivalente a barriles por día.
- 10. MMSFCD (Millones de Pies Cúbicos por Día):** Medida de volumen utilizada en la industria del gas natural para cuantificar la producción diaria.
- 11. GPM (Galones por Minuto):** Unidad de flujo volumétrico que indica la cantidad de líquido procesado o transportado por minuto.
- 12. BTU (Unidad Térmica Británica):** Unidad de energía utilizada para medir la capacidad calorífica del gas natural y otros combustibles.
- 13. DUTY (Carga Térmica):** Medida de la capacidad de transferencia de calor de un equipo de procesamiento de gas natural.
- 14. BHP (Brake Horsepower):** Unidad de potencia que mide la potencia de salida de motores y equipos en el proceso de gas natural.

15. GLS (Glycol Liquid Separator): Separador utilizado en procesos de deshidratación de gas natural para remover líquidos de glicol.

16. YPFB (Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos): Empresa estatal Boliviana dedicada a la exploración, explotación y comercialización de hidrocarburos.

17. VAN (Valor Actual Neto): Indicador financiero que calcula el valor presente de los flujos de caja futuros de un proyecto.

18. TIR (Tasa Interna de Retorno): Indicador financiero que estima la rentabilidad esperada de una inversión.

19. RBC (Relación Beneficio - Costo): Indicador financiero que mide la recuperación de la inversión mediante el cociente entre los ingresos y los costos.

20. TREMA (Total Revenue Maximizing Agent): Modelo utilizado para maximizar los ingresos totales en la producción y comercialización de gas natural.

21. AP (Presión Absoluta): Medida de presión que incluye la presión atmosférica, utilizada en el cálculo y monitoreo de procesos de gas natural.

22. AR (Amina Rica): Es la amina que entra en contracorriente a la absorbidora y sale con alto contenido de contaminante.

23. GN (Gas Natural): Mezcla de hidrocarburos gaseosos compuesta principalmente por metano, utilizada como combustible y materia prima en diversas industrias.

24. PH (Potencial de Hidrógeno): Medida de la acidez o alcalinidad de una solución, importante en el control de calidad del gas natural procesado.

25. GPSA (Gas Processors Suppliers Association): Asociación que proporciona estándares y recursos técnicos para la industria del procesamiento de gas natural.

26. LNG (Gas Natural Licuado): Gas natural que ha sido enfriado a temperaturas criogénicas para su almacenamiento y transporte en estado líquido.

RESUMEN EJECUTIVO

El proceso de endulzamiento del gas natural es crucial para eliminar gases ácidos como el CO_2 , cuya presencia en el gas natural extraído en Bolivia genera problemas operativos y económicos, además puede afectar tanto la eficiencia de la planta como los costos asociados a la operación y mantenimiento. Para optimizar este proceso y mejorar su sostenibilidad, se propone una solución híbrida que combina DEA y $\text{Ca}(\text{OH})_2$, la cual no solo mejora la absorción de gases ácidos, sino que también reduce la pérdida de metano en el gas tratado y disminuye los costos de adquisición del solvente DEA.

Las simulaciones realizadas en HYSYS 8.8V y los análisis analíticos correspondientes demostraron que la concentración óptima de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en el solvente híbrido es del 5% (simulado) y 4,67% (calculado) validando su eficacia. A pesar de que se observaron discrepancias energéticas del 5,753% en el reboiler y del 52,092% en el enfriador, debido a estimaciones de diseño, el solvente híbrido demostró una alta eficiencia de absorción del 99,97% y una remoción de gas ácido de 10,538 (scf Gas ácido)/(Gal de hibrid DEA), lo que confirma su efectividad en la remoción de CO_2 .

Finalmente, el análisis financiero mostró que el proyecto es viable, con un Valor Actual Neto (VAN) de 111,739.35 Bs, una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 45%, y una Relación Costo-Beneficio de 1.24. Estos indicadores reflejan que la inversión será rentable y permitirá una operación más eficiente en el proceso de endulzamiento de gases ácidos en la Planta Carrasco.

Capítulo 1 GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

El gas natural contaminado contiene impurezas que a menudo plantea problemas relacionados con los componentes de la planta que causa corrosión, ensuciamiento/falla del equipo y reducción de la calidad del gas debido a la presencia de gases ácidos, esto incide en un impacto económico negativo. Este recurso natural proviene de los campos gasíferos de Bolivia no tiene presencia de H_2S , pero si componentes contaminantes como el N_2 y CO_2 , siendo este último muy reactivo con el agua formando ácido carbónico, que es responsable de la corrosión en las partes metálicas de la planta, por esta razón se realiza el tratamiento de gas natural conocido como endulzamiento.

Este tratamiento se refiere a la reducción de los elementos ácidos presentes en la corriente de gas natural para que este cumpla con las especificaciones de calidad, sea para el transporte o para la comercialización y distribución, de tal forma que el gas cumpla con las normas establecidas, tanto nacional como internacional.

Existen diversos procesos para el endulzamiento del gas natural, siendo el caso que se aplicará el proceso de absorción química, este depende principalmente del solvente que eliminará el CO_2 , más específicamente por soluciones de aminas.

En este proyecto, se tratarán las corrientes de gas natural (GN) procedentes de la planta Carrasco para eliminar el CO_2 usando una solución híbrida de dietanolamina (DEA) al 10-35% mezcladas con hidróxido de calcio al 3 - 7 % p/p. Siendo una prioridad llegar a una eliminación del 99% de CO_2 eso para tener una mayor recuperación de metano, esto se logrará hasta encontrar las concentraciones óptimas de $DEA-Ca(OH)_2$

De esta manera el presente estudio se desarrolla un análisis de factibilidad para proponer el uso de la solución híbrida-alcalina de acuerdo a las

características que posee la planta Carrasco, además de reducir el contenido de CO₂, se lograría una eficiencia mayor al 98% y un menor impacto económico con respecto a la degradación del solvente.

1.2. ANTECEDENTES

Los riesgos que plantean el CO₂, el H₂S y otras impurezas del gas natural son cada vez más alarmantes por sus consecuencias negativas en el personal operativo, equipos y el medio ambiente. El gas natural puede clasificarse como dulce o amargo. Se compone de metano, etano, propano, iso-buteno, n-butano, nitrógeno, CO₂, iso-pentano, n-pentano. El CO₂ y el H₂S son los principales contaminantes del gas natural. Para su fácil y seguro transporte, se desea un contenido <50 ppm de CO₂ y H₂S, estos contaminantes pueden ser atrapados usando disolventes de amina, equipo de absorción y membranas. (Demirbas, 2010)

El dióxido de carbono y ácido sulfúrico, ambos compuestos son ligeramente solubles en agua; cuando estos gases se disuelven en agua forman una solución medianamente acidificada, razón por la que estos compuestos son llamados gases ácidos (Ajata, 2019). Debido a que estos compuestos son gases que pueden ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas natural, así como también problemas de corrosión, olores desagradables, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, entre otros¹.

Inicialmente al gas natural se le conoce como gas amargo debido principalmente a la presencia de bióxido de carbono y ácido sulfhídrico dentro de su composición; estas sustancias son indeseables por lo que es necesario removerlas por medio de un proceso de endulzamiento para obtener las propiedades deseadas para su uso industrial o comercial. (Lira, 2016)

¹ De ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON DEA PARA REDUCCIÓN DEL CO₂ DE LA PLANTA TACOBO APLICANDO ASPEN HYSYS (pp. 6), por Beltran Ajata Alfio Javier, 2019

Este proceso consiste en la remoción de bióxido de carbono y ácido sulfúrico; este último compuesto debe ser removido antes de su almacenamiento y distribución por ser un contaminante altamente toxico. Una vez libre de contaminantes se le denomina gas dulce. (Vega Zamora, 2010)

Actualmente, la tecnología más empleada es la absorción química con soluciones acuosas de alcano-laminas. Una de las ventajas es que se pueden regenerar los solventes químicos por medio de un incremento de temperatura, gracias a que las reacciones que se producen son reversibles, exceptuando aquellas que involucran compuestos térmicamente estables²

Se considera que la elección del disolvente es muy importante dentro del proceso. Algunas de las características que se buscan son alta selectividad hacia los gases ácidos, baja corrosión, alta capacidad de absorción, bajo costo, bajos niveles de espumación, disponibilidad y mínima energía requerida para su regeneración, además de tener baja viscosidad y no ser inflamables. (Perry & O. Maloney, 2003)

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Los orígenes del gas natural se remontan a la antigüedad, cuando los restos de plantas y animales atrapados en el fondo de los lagos y océanos de todo el mundo se descomponían. El gas natural es un recurso no renovable que consiste en una mezcla de varias impurezas como metano (aproximadamente 80%), etano (6%), propano (%), Butano (2%) y gas natural, vapor de agua. Su composición depende del lugar de extracción.

Inicialmente al gas natural se le conoce como gas amargo debido principalmente a la presencia de dióxido de carbono y ácido sulfhídrico (CO₂

² De *Estudio del comportamiento interfacial de sistemas acuosos de alcanolaminas y sustancias térmicamente estables* (pp. 9), por José Vega Zamora, 2010, Universidad de las Américas Puebla

y H_2S) dentro de su composición; estas sustancias son indeseables por lo que es necesario removerlas por medio de un proceso de endulzamiento para obtener las propiedades deseadas para su uso industrial o comercial, una vez libre de contaminantes se le denomina gas dulce. (Lira, 2016)

El agua interviene muy fuertemente en la composición del gas y en la concentración de las soluciones que se utilizan en los sistemas de amina; de la misma manera, los gases ácidos, deben ser considerados en el gas de alimentación y en el gas tratado. La diferencia molar de ambas condiciones establece la cantidad de gas ácido que se va a extraer 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. (Pino , 2011)

El proceso de endulzamiento es uno de los procesos de mayor importancia, que debe de ser sometido el gas natural, ya que el mismo implica la remoción de los gases ácidos de la corriente del gas. Esta remoción puede realizar a través de varios procesos, como lo son la absorción de los gases ácidos, con solventes químicos, físicos y mixtos. Cuando la absorción ocurre con solventes químicos, se realiza una reacción química entre el solvente y los gases que se desea remover, luego este proceso es regularizado por la estequiometría de la reacción, lo importante, que después se tiene que aplicar calor para poder resorber el solvente y eliminar los gases de la corriente. Cuando se habla de solventes químicos es imposible no mencionar a las aminas, tanto primarias, secundarias y terciarias y su selectividad hacia el dióxido de carbono o sulfuro de hidrógeno³

El contenido energético del gas natural es proporcional a su concentración de metano (CH_4). Para poder ser usado como combustible se recomienda una concentración de CH_4 mayor al 90%. Esto implica la

³ De *Endulzamiento del Gas Natural* (pp. 2), por Fernando Pino Morales, 2011, Escuela de Ingeniería del Petróleo

reducción del contenido de los gases ácidos del gas natural tales como el CO_2 a menos del 2% debido a que reduce el poder calorífico del mismo a la vez problemas ambientales y la reducción del H_2S a menos de 3 ppm, evitando así que ambos causen corrosión a las partes metálicas de la planta, ya que estos compuestos al entrar en contacto con el agua forman el ácido sulfúrico y ácido carbónico, compuestos muy peligrosos. Estos procesos deben lograr que las corrientes de gases tratadas cumplan con las Normas de Calidad del gas natural comercial en cuanto al contenido de CO_2 y, deben cumplir con la economía del proceso; es decir, que la sustancia absorbente usada pueda ser recuperada y reutilizada en circuito cerrado. Se encuentra limitada información en la literatura sobre las características de los procesos de endulzamiento de gas natural dado que al ser desarrollados los mismos, en su mayoría, por compañías que realizan este trabajo, los datos no están disponibles. En estos casos el uso de paquetes de simulación de procesos resulta sumamente útil, tanto para analizar problemas de operación en plantas existentes, como así también para diseñar nuevas plantas⁴.

Para la selección y aplicación del método más adecuado para el tratamiento de un gas se debe tener en cuenta el flujo volumétrico, el tipo de gas a purificar, el porcentaje de remoción requerido, la disposición del reactivo saturado o la viabilidad de regenerarlo, la recuperación de componentes valiosos y los recursos disponibles. (Pino, 2011)

Sin embargo se debe considerar que el método de endulzamiento con aminas es efectivo pero tiene un costo relativamente elevado y un gasto considerable de energía, por lo tanto el presente proyecto propone un análisis en la factibilidad en la des-acidificación del gas natural empleando la solución híbrida DEA-Ca $(\text{OH})_2$ considerando las condiciones operativas y equipos disponibles para lograr una mejor remoción de CO_2

⁴ De *Endulzamiento del Gas Natural* (pp. 20), por Fernando Pino Morales, 2011, Escuela de Ingeniería del Petróleo

Por tal motivo, se propone implementar el solvente híbrido-alcálico como una manera de alcanzar un mayor rendimiento energético y económico, esto disminuirá considerablemente el impacto que tiene el CO₂ sobre los demás componentes de la planta

1.3.1. IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA

Mediante una tabla causa-efecto realizaremos la determinación del problema.

TABLA 1.1 DETERMINACIÓN DEL PROBLEMA MEDIANTE CAUSA Y EFECTO

CAUSA	EFECTO
Altos niveles de CO ₂ , H ₂ S presentes en el gas de entrada.	Causa oxidación en el solvente formando ácidos corrosivos.
Depósitos de sal que se acumulan en las paredes de la torre	Sobrecalentamiento del re-hervidor causado por el H ₂ S Generan puntos de concentración de calor
Presencia de gases ácidos	Disminución del pH del solvente
Presencia de agua libre	Formación de hidratos (Congelamiento) en tuberías
Presencia de Hidrocarburos no deseados	Formación de espuma Pérdidas de solvente y degradación del mismo Disminuye la efectividad de la deshidratación

Fuente: Elaboración propia en base a datos recopilados de texto de tecnología de gas natural.

Empleando un árbol de problemas para sintetizar el problema principal:

FIGURA 1.1 ÁRBOL DE PROBLEMAS



Fuente: Elaboración propia

La razón principal que engloba el planteamiento del problema y su prioridad para posteriormente realizar la formulación del problema:

TABLA 1.2 CUADRO CAUSA-EFECTO-SOLUCIÓN DEL PROBLEMA

CAUSA	EFECTO	SOLUCIÓN	PRIORIDAD
Presencia de CO ₂ en la corriente de gas natural	Problemas operativos	Usar un solvente químico selectivo al CO ₂	ALTA

Fuente: Elaboración propia

1.3.2. FÓRMULACIÓN DEL PROBLEMA

Podemos formular entonces la siguiente pregunta:

¿Será posible aplicar un estudio de factibilidad para la eliminación de CO₂ por absorción química empleando una solución híbrida en la planta Carrasco?

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. OBJETIVO GENERAL

- Realizar el análisis de factibilidad para la eliminación de CO₂ por absorción química empleando una solución híbrida-alcalina en la planta Carrasco.

1.4.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar las características de los tipos de soluciones alcalinas y su beneficio en las plantas de Gas Natural.

- Efectuar los cálculos analíticos de los parámetros de absorción para la eliminación de CO₂ empleando datos operativos de la Planta Carrasco
- Realizar un balance de materia en los principales equipos de operación para cuantificar las nuevas condiciones de caudal de procesamiento, flujo y concentración del solvente híbrido.
- Desarrollar un análisis comparativo entre solvente actual y el propuesto para determinar las condiciones apropiadas de eliminación de CO₂, grado de remoción y eficiencia del solvente híbrido mediante la simulación con el software HYSYS 8.8
- Estimar la factibilidad económica mediante los indicadores de Valor Actual Neto, índice de retorno y relación costo/beneficio para la viabilidad de la propuesta.

1.5. JUSTIFICACIÓN

1.5.1. JUSTIFICACIÓN GENERAL

La razón por la cual este proyecto se considera importante es porque el sistema de absorción actualmente disponible en la planta de Carrasco elimina cierto porcentaje del dióxido de carbono que ocasiona la corrosión a la torre contactora, al realizar un análisis de factibilidad implementando el solvente híbrido se lograría eliminar hasta un 98% de CO₂, esto facilita el tratamiento posterior del gas natural y el proceso se llevaría a cabo manteniendo el mismo sistema de absorción.

Este proyecto se justifica porque permite establecer las condiciones apropiadas para la absorción química del gas natural mediante un solvente híbrido alcalino, lo que eliminará el peligro de corrosión en las tuberías conservando los equipos necesarios para el transporte y tratamiento del gas natural. También con el consiguiente ahorro económico en cuanto a mantenimiento del sistema de absorción, ahorro energético y costo menor del solvente.

1.5.2. JUSTIFICACIÓN TÉCNICA

La tecnología requerida para realizar la aplicación del sistema de adsorción química es una tecnología regulada por Mid Stream Gas processors (GPSA), que indica que un gas transportado o destinado al consumo o exportación, que contiene más de 0.25 gramos de H₂S por cada 100 pies cúbicos de gas o ppm se considera un gas ácido. Esta definición también se aplica al contenido de CO₂ por debajo del 2% en moles, GPSA define la calidad de un gas a transportar como uno que tiene un contenido <4 ppm de H₂S, <3% de CO₂ y < 7 lbs de agua / MMPCD de gas natural⁵

1.5.3. JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA

La empresa tendrá un importante beneficio económico, ya que al proponer el sistema de absorción utilizando el solvente híbrido llegaríamos a asegurar la vida útil de la planta así como sus instalaciones y ductos en los sistemas de transporte.

1.5.4. JUSTIFICACIÓN SOCIAL

Desde el punto de vista Social empleando la solución híbrida en el proceso de absorción se llegaría a precautelar la seguridad del personal operativo.

1.5.5. JUSTIFICACIÓN AMBIENTAL

Desde el punto de vista Ambiental, el proyecto reducirá considerablemente la contaminación de los gases ácidos a través del proceso de absorción química.

1.6. ALCANCE

1.6.1. ALCANCE TEMÁTICO

El alcance del presente proyecto cubre específicamente el área de la industria del Gas Natural principalmente el área de procesamiento del Gas Natural.

⁵ De Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (2004). Engineering Data Book. Gas Processors Suppliers Association

Para este proyecto se aplicarán conocimientos en:

- Área general: Ingeniería – Petrolera
- Área específica: Operaciones Unitarias – Absorción y desorción
- Área particular: Endulzamiento del gas natural – Tecnología del gas natural I y II

1.6.2. ALCANCE GEOGRÁFICO

El alcance geográfico del presente proyecto hace énfasis en la Planta Procesadora de Gas Carrasco se encuentra ubicada en la Provincia del mismo nombre del departamento de Cochabamba, en la región tropical del departamento conocida como el Chapare a 174 Km. al Este de la ciudad de Cochabamba y a 230 Km. de la ciudad de Santa Cruz

1.6.3. ALCANCE TEMPORAL

El proyecto se desarrollará en un tiempo de 6 meses, comprendiendo las fases de presentación del perfil de proyecto de grado, la presentación del primer borrador con las correcciones correspondientes y finalmente la entrega final del proyecto.

Capítulo 2 FUNDAMENTOS DEL PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL Y ENDULZAMIENTO CON AMINAS

2.1. INTRODUCCIÓN

El rol del gas natural para satisfacer la demanda local de energía está aumentando debido a su abundancia, versatilidad y combustión limpia. Como resultado se realiza la explotación de gas, el desarrollo de campos y las actividades de producción en los principales campos gasíferos del país. Una parte importante de las reservas de gas natural en nuestro territorio se encuentra ubicado en el sub-andino sur, generalmente el gas natural viene acompañado con significativas cantidades de agua y componentes ácidos es por ello que se realiza el procesamiento hasta llegar a condiciones favorables de calidad.

2.2. EL GAS NATURAL

El Gas Natural (GN) es un gas combustible que podemos encontrar en las reservas subterráneas. Consiste en una mezcla de hidrocarburos, la cual principalmente es Metano (CH_4), y otros más pesados.

Casi por lo general incluye etano, propano y otros hidrocarburos más pesados, al igual que algunos gases inertes y posibles compuestos de azufre. Además, generalmente contiene impurezas como vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y helio. (Escalera, 2014)

El gas natural puede encontrarse asociado con el crudo a ser extraído de un pozo, o estar libre (no-asociado) cuando se encuentra solo en un yacimiento. El gas natural se define de acuerdo con su composición y sus propiedades fisicoquímicas que son diferentes en cada yacimiento y su procesamiento busca enmarcarlo dentro de unos límites de contenido de componentes bajo una norma de calidad establecida⁶

⁶ De *Industrialización del Gas Natural Boliviano* (pp. 1), por Saul Escalera, 2004, Universidad, Empresa & Sociedad

En el cuadro siguiente se tiene la composición detallada del gas natural:

TABLA 2.1 COMPONENTES DEL GAS NATURAL

Componente	Fórmula	Gas No Asociado	Gas Asociado
Metano	CH ₄	95-98 %	60-80 %
Etano	C ₂ H ₆	1-3 %	10-20 %
Propano	C ₃ H ₈	0.5-1 %	5-12 %
Butano	C ₄ H ₁₀	0.2-0.5 %	2-5 %
Pentano	C ₅ H ₁₂	0.2-0.5 %	1-3 %
Dióxido de carbono	CO ₂	0-8 %	0-8 %
Nitrógeno	N ₂	0-5 %	0-5 %
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	0-5 %	0-5 %
Otros	A, He, Ne, Xe	trazas	trazas

Fuente: Instituto Mexicano del petróleo, 2015

2.2.1. CLASIFICACION DEL GAS NATURAL

El gas natural por su composición se clasifica en:

Gas amargo: Contiene derivados del azufre (ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros)

Gas dulce: Libre de derivados del azufre, se obtiene generalmente al endulzar el gas amargo utilizando solventes químicos o físicos, o adsorbentes.

Gas húmedo: Contiene cantidades importante de hidrocarburos más pesados que el metano, es el gas asociado (DGGNP, 2015)

Gas seco: Contiene cantidades menores de otros hidrocarburos, es el gas no asociado⁷

TABLA 2.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL

Denominación Estándar	Gas Dulce Seco	Gas Amargo Seco	Gas Dulce Húmedo	Gas Amargo Húmedo
Componente	Gas No Asociado		Gas Asociado	
Etano	<10%	<10%	>10%	>10%
H ₂ S	<1%	>1%	<1%	>1%
CO ₂	<2%	>2%	<2%	>2%

⁷ De Dirección General de Gas Natural y petroquímicos (pp.3), por Instituto Mexicano del Petróleo, 2015. Colección de documentos del Gas Natural

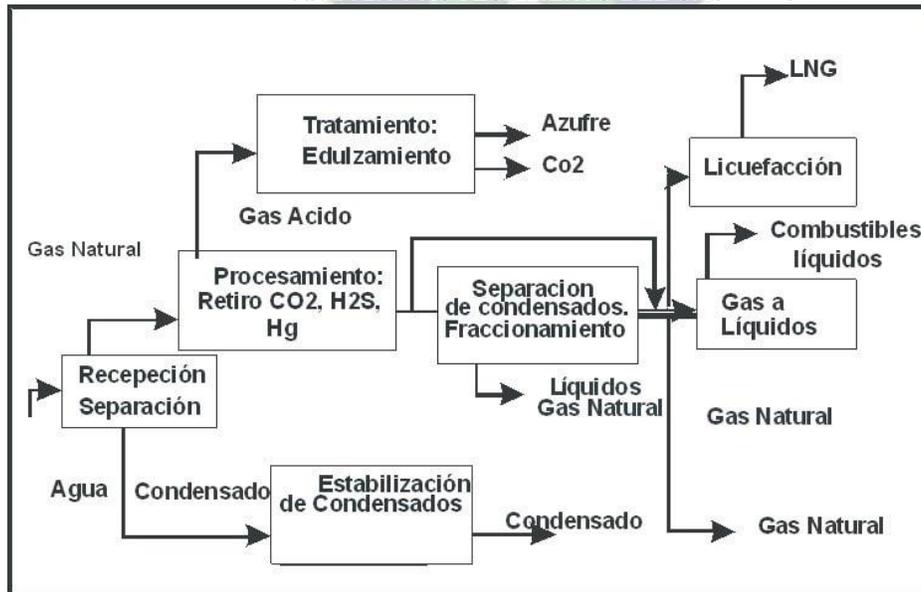
2.3. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Los procesos que se aplican para remover el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono se pueden agrupar en varias categorías de acuerdo a su tipo y a su complejidad, dependiendo de la recuperación o no de los gases removidos y el material usado para removerlos.

Como cada gas natural de un campo dado tiene una composición específica, las plantas de procesamiento se diseñan en función de yacimientos específicos, tomando en cuenta, no sólo la composición inicial del gas y sus condensados sino al mismo tiempo el mercado hacia el cual estarán dirigidos los diferentes componentes del gas natural y sus condensados⁸

De manera que el gas natural y sus componentes pueden pasar por diferentes tipos de procesamiento que se pueden categorizar en: Impurezas en el gas a medida que sale de un pozo de producción, que consisten en compuestos sin valor comercial, como azufre, agua y CO₂. (Santillana & Salinas, 2023)

FIGURA 2.1 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL



Fuente: Educación en Ingeniería Química, 2023

⁸ De *Ingeniería de procesos en la industria de gas natural y condensados* (pp. 6), por Jaime Santillana y Julia Salinas, 2023, Educación en Ingeniería Química

Procesos de Separación.- Son procesos fisicoquímicos que separan el gas natural en fracciones en fase vapor (comúnmente conocidas como gas seco) y las envían por gasoductos a usuarios finales o nuevas plantas de procesamiento. Los usuarios finales, por supuesto, el uso de gas. Una fracción líquida denominada líquidos de gas natural (GNL) o condensado también se recupera en condiciones de proceso y luego se envía por tubería o barco a otras instalaciones para su posterior fraccionamiento.

Procesos de fraccionamiento - Estos separan varios componentes de líquidos de gas natural como etano, propano, butano, gas natural y destilados medios de mezcla para su posterior entrega a los consumidores como combustibles. Es un proceso físico-químico que permite Como materia prima para plantas mezcladoras de gasolina y plantas petroquímicas.

TABLA 2.3 PLANTAS DE PROCESAMIENTO EN BOLIVIA

ID	PLANTA	CAPACIDAD MAXIMA INSTALADA DE PROCESO (MMm3)
1	SAN ALBERTO	13,2
4	SABALO	22,1
5	MARGARITA	19,0
6	LA VERTIENTE	2,5
7	SAN ROQUE	0,9
8	VUELTA GRANDE	2,8
9	INCAHUASI	11,0
10	TAJIBO	0,2
11	TACOBO	2,8
12	PERCHELES	1,4
13	NARANJILLOS	0,7
14	RIO GRANDE	5,1
15	COLPA	1,1
16	SIRARI	0,8
17	YAPACANI	3,8
18	SANTA ROSA	1,7
19	CARRASCO	2,0
20	PALOMA	1,1

Fuente: YPFB, 2022

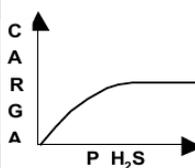
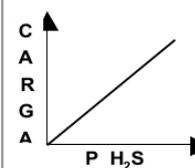
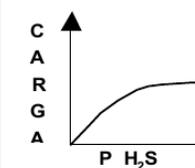
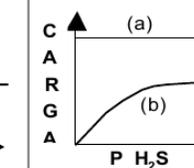
2.4. PROCESO DE ENDULZAMIENTO

El proceso de endulzamiento se hace con el fin de remover el H₂S y el CO₂ del gas natural, debido a que estos compuestos son gases que pueden ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas natural, así como también problemas de corrosión, olores desagradables, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, entre otros.

En esencia, hay siete categorías de procesos de desacidificación o endulzamiento:

1. Procesos con solventes químicos
2. Procesos con solventes físicos.
3. Procesos con solventes híbridos o mixtos.
4. Procesos de conversión directa (solamente para remoción del H₂S)
5. Procesos de lecho sólido o seco, membranas y otros.
6. Membranas y otros procesos de endulzamiento.
7. Procesos criogénicos

FIGURA 2.2 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO

	Solventes Químicos	Solventes Físicos	Conversión Directa	Lecho Seco
Principios de Remoción de H ₂ S	Reacción Química	Absorción Física	Conversión Química a Azufre	a) Adsorción Qca. b) Adsorción Fsca.
CARGA O REMOCIÓN DE H ₂ S	 Limitada por Estequiometría	 Proporcional a la presión parcial de H ₂ S	 Limitada por Estequiometría	 Limitada por: a) Estequiometría b) Area Superficial
Cantidad de H ₂ S	Grande	Muy Grande	Baja	Muy Baja
Pureza Requerida	Moderada / Alta	Alta	Moderada / Alta	a) Muy Alta b) Alta
Energía en el Regenerador	Grande	Baja	Moderada	Moderada
Aplicación Típica	Remoción Continua Gran Variedad de Aplicaciones	Remoción en Masa y Remociones continuas	Procesos Continuos	a) Lechos Protec. b) Operac. Cíclicas

Fuente: Macías Martínez. Endulzamiento del Gas Natural, 2012

Los procesos más comúnmente utilizados en el endulzamiento del gas son:

Absorción química: Este proceso se basa en el contacto contra corriente de un disolvente líquido y el gas ácido a través de una torre contactora, la cual se encuentra a baja temperatura y alta presión, a estas condiciones de operación la solución seleccionada es capaz de reaccionar con los gases ácidos, remover los compuestos indeseables, y ser regenerada nuevamente para su posterior uso. Los materiales más comúnmente utilizados son las

aminas o mezclas de ellas, como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), diisopropilamina (DIPA), diglicolamina (DGA). Entre otros procesos químicos se encuentran las disoluciones de carbonato de potasio. (Alcántara, 2017)

Absorción física: Este proceso también se basa en el contacto de la fase líquida con la fase gaseosa, sin embargo, no se produce ninguna reacción química, por el contrario, solo ocurre un intercambio de masas entre ambos fluidos. Para que la absorción sea efectiva en este caso es necesario que el gas posea alta presión y alta concentración de contaminantes ácidos. Los disolventes más utilizados en esta técnica son el Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor Solvent, IFPexol, entre otros. Una de las desventajas de esta técnica tiene que ver con la afinidad que existe entre el disolvente y los hidrocarburos más pesados, lo cual resta valor calorífico al gas. (Alcántara, 2017)

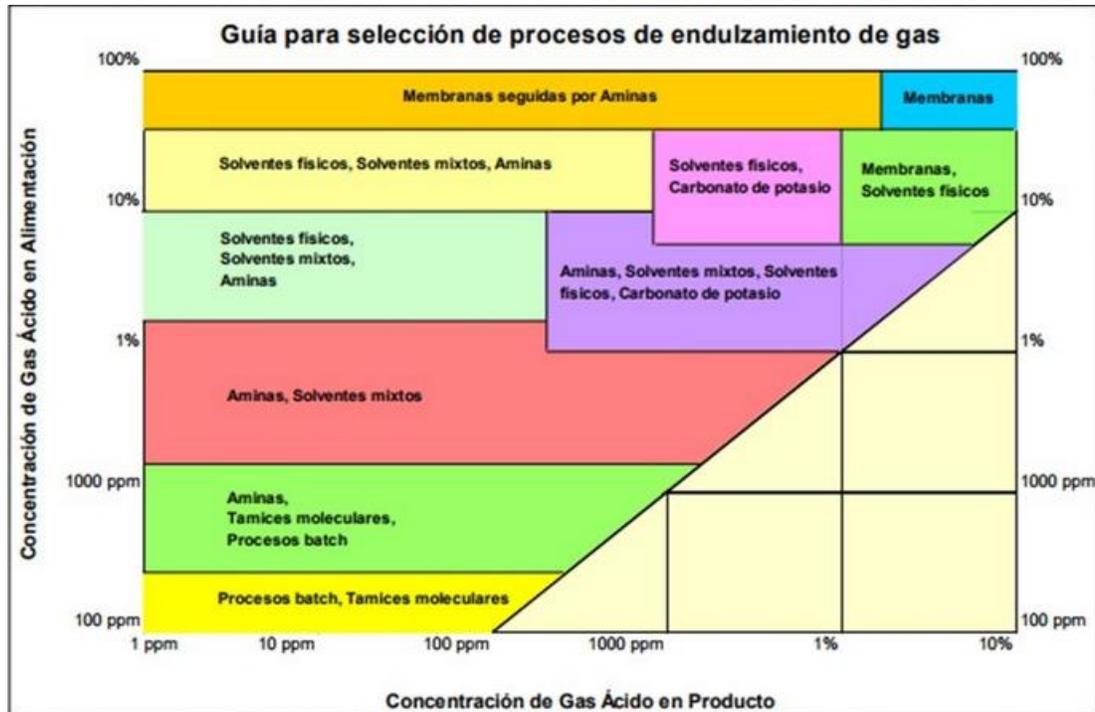
Absorción híbrida o mixta: Se caracteriza por el uso de disolventes tanto químicos como físicos, lo que otorga gran capacidad de absorción para la remoción de compuestos contaminantes. El proceso mixto más conocido es el Sulfinol, emplea como disolvente químico (DIPA), el cual tiende a disminuir en gran proporción la concentración de ácidos y el componente físico sulfolano (dióxido de tetrahidrotiofeno), que remueve los ácidos de manera más general⁹

Adsorción: Esta técnica está asociada a la adhesión y por lo tanto remoción de compuestos indeseables del gas a través de un medio sólido. El caso más común son las llamadas mallas MOLÉCULARes, que, al contar con cargas polares sobre su estructura porosa, tienen la capacidad de favorecer la atracción de ciertas moléculas polares, más específicamente, las del agua y del sulfuro de hidrógeno, por lo tanto, el gas resultante se encuentra deshidratado y endulzado. Una de las principales desventajas de este método radica en que

⁹ De *Proceso de Endulzamiento de Gas Natural usando MEA y DEA* (pp. 3), por Angélica Alcántara, 2017, Cayros Group

los poros que la componen son fácilmente obstruidos por moléculas más pequeñas de dióxido de carbono, disminuyendo la eficiencia del proceso, y además los volúmenes de gas que maneja son bajos. (Alcántara, 2017)

FIGURA 2.3 GUIA DE SELECCIÓN DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL



Fuente: Proceso de endulzamiento de Gas Natural usando MEA y DEA, 2017

2.4.1. ABSORCIÓN

La absorción es una operación unitaria de transferencia de materia que consiste en poner en contacto un gas con un líquido, para que este se disuelva determinados componentes del gas, dejándolo libre de los mismos. Puede ser física o química, según que el gas se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico. (Márquez, 2014)

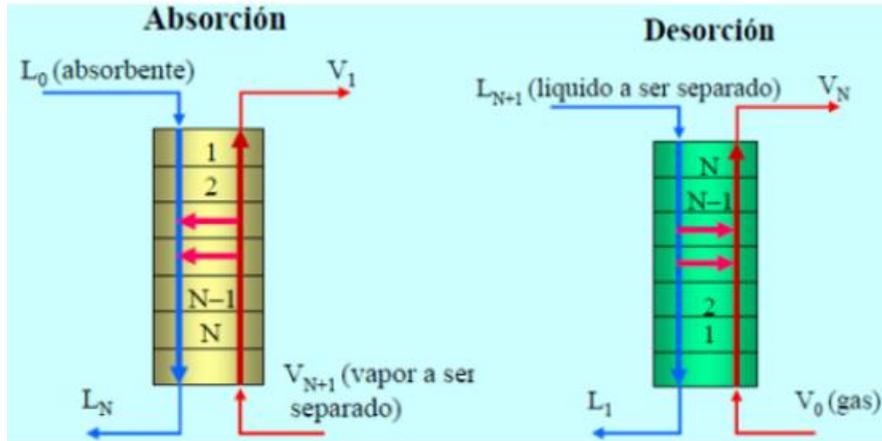
La desorción es la operación unitaria contraria a la absorción, en ella, un gas disuelto en un líquido es arrastrado por un gas inerte, siendo eliminado del líquido.

Tipos de absorción

Física: No existe reacción química entre el absorbente y el sucede cuando se utiliza agua o hidrocarburos como disolvente.

Química: Se da una reacción química en la fase líquida, lo que ayuda a que aumente la velocidad de la absorción. Es muy útil para transformar los componentes nocivos o peligrosos presentes en el gas de entrada en productos inocuos.

FIGURA 2.4 ESQUEMA GENERAL DE ABSORCIÓN Y DESORCIÓN



Fuente: Bioflux, Absorción

2.4.2. PRINCIPIOS DE ABSORCIÓN

La absorción aplicada a los procesos de purificación de gases puede clasificarse dependiendo de la interacción entre los componentes del gas y el absorbente:

- Absorción física: En este proceso el componente a eliminar de la corriente de gas es más soluble en el líquido que los demás componentes, pero no hay reacción química con el absorbente. La concentración en la fase líquida depende de la presión parcial del componente en la fase gaseosa.
- Absorción con reacción reversible: Este tipo de absorción implica una reacción química entre el componente gaseoso que se absorbe y un componente de la fase líquida.
- Absorción con reacción irreversible: El producto de reacción que se forma no se descompone para regenerar el absorbente.

2.4.3. PROCESOS DE ABSORCIÓN DE CO₂ CON REACCIÓN REVERSIBLE

Existen muchos procesos aplicables para los procesos de captura en postcombustión, pero teniendo en cuenta las comparaciones económicas, los sistemas de captura que utilizan absorción con absorbentes químicos son la mejor opción aplicable a postcombustión. La absorción química ofrece una captura con alta eficiencia y selectividad y el consumo de energía más bajo en comparación con otras tecnologías de captura.

La selectividad de un agente endulzamiento es una medida del grado en la que el contaminante se elimina en relación a otros. En la figura se presenta un esquema del endulzamiento del gas natural a través del proceso de absorción, con solventes químicos, físicos y mixtos, todos dentro del mismo proceso de absorción de gases ácidos. (Pino, 2011)

2.4.3.1. PROCESO DE ABSORCIÓN DE GASES CON SOLVENTES QUÍMICOS

En este proceso los componentes ácidos del gas natural reaccionan químicamente con un componente activo en solución, que circula dentro del sistema. El producto de la reacción química produce compuestos inestables, los cuales se pueden descomponer en sus integrantes originales mediante la aplicación de calor y/o disminución de la presión de operación del sistema, con lo cual se liberan los gases ácidos y se regenera el solvente, el cual se hace recircular a la unidad de absorción, donde se puede recuperar la amina, para ser nuevamente utilizada.

El componente activo del solvente puede ser una alcanolamina o una solución básica. En general los solventes químicos presentan alta eficiencia en la eliminación de los gases ácidos, aun cuando se trate de un gas de alimentación con baja presión parcial de CO₂. Dentro de las principales desventajas se tiene la alta demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las

soluciones y la limitada carga de gas ácido en solución, tal como, las reacciones químicas son reguladas por la estequiometría de la reacción. (Martinez, 2013)

2.4.3.2. AMINAS

Las aminas son compuestos formados a partir de amoníaco (NH_3) reemplazando uno o más de los átomos de hidrógeno con otro grupo hidrocarbonado. Reemplazo de un solo hidrógeno produce una amina primaria, el reemplazo de dos átomos de hidrógeno produce una amina secundaria, y el reemplazo de los tres átomos de hidrógeno produce una amina terciaria. Las aminas primarias son las más reactivas, seguidas de las aminas secundarias y terciarias. Las aminas estéricamente impedidas son compuestos en el que el centro reactivo (el nitrógeno) está parcialmente protegido por grupos para que las moléculas más grandes no puedan acercarse fácilmente y reaccionar con el nitrógeno. Las aminas se utilizan en soluciones acuosas en concentraciones que van desde aproximadamente 10 a 65% en peso de aminas

Las aminas eliminan H_2S y CO_2 en un proceso de dos pasos:

1. El gas se disuelve en el líquido (absorción física).
2. El gas disuelto, que es un ácido débil, reacciona débilmente con las aminas básicas.

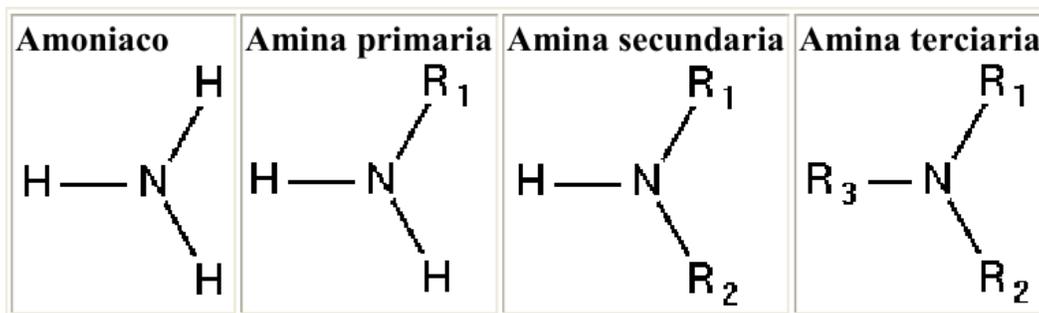
2.4.3.3. QUÍMICA BÁSICA DE AMINAS

Las aminas son bases, y la reacción importante en el procesamiento de gases es la capacidad de la amina para formar sales con los ácidos débiles formados por H_2S y CO_2 en una solución acuosa. Cuando una corriente de gas que contiene el H_2S , CO_2 , o ambos, es contactado por una solución de amina primaria o secundaria, los gases ácidos reaccionan para formar un ácido soluble y base compleja en la solución de tratamiento. La reacción entre la amina y ambos H_2S y CO_2 es altamente exotérmica.

Propiedades de las Aminas: Las aminas son compuestos orgánicos derivados del Amoniaco (NH_3) y son productos de la sustitución de los hidrógenos que componen el amoniaco por sus grupos alquilo o arilos CH_3- . Las aminas se clasifican de acuerdo al número de sustituyentes unidos al nitrógeno, luego existen las aminas primarias, secundarias y terciaria En la figura 2.5 se

presenta una forma esquemática la estructura del amoniac y de las aminas primaria, secundaria y terciaria.

FIGURA 2.5 ESTRUCTURA QUIMICA DE LAS AMINAS



Fuente: Pino, 2011

Propiedades Físicas de Las Aminas: Las aminas son compuestos incoloros que se oxidan con facilidad lo que permite que se encuentren como compuestos coloreados. Los primeros miembros de esta serie son gases con olor similar al amoniac. A medida que aumenta el número de átomos de carbono en la molécula, el olor se hace similar al del pescado. Las aminas aromáticas son muy tóxicas se absorben a través de la piel.

Las aminas primarias y secundarias son compuestos polares, capaces de formar puentes de hidrógeno entre si y con el agua, esto las hace solubles en agua. La solubilidad disminuye en las moléculas con más de 6 átomos de carbono y en las que poseen el anillo aromático.

FIGURA 2.6 PRINCIPALES PROPIEDADES DE LAS AMINAS

Amina	MEA	DEA	DGA	DIPA	MDEA
PM(lb/lbmol)	61,08	105,14	105,14	133,19	119,17
PE(F)	338,9	516,0	430,0	480,0	477
ΔH_{ev} (BTU(lb))	355	288	220	325	412
Viscosid(CP)	24,1	350	4	870	401
Cp(BTU/lbF)	0,608	0,600	0,571	0,690	0,712
P Rocio(F)	50,9	82,4	9,5	107	-5,8

Fuente: Pino, 2011

2.4.4. TIPOS DE AMINAS USADAS EN ENDULZAMIENTO

Las Aminas que se utilizan en el proceso de endulzamiento son:

2.4.4.1. MONOETANOLAMINA

La monoetanolamina (MEA) es la más básica de las aminas utilizadas en el tratamiento con ácido y por lo tanto el más reactivo para la eliminación de gases ácidos. Tiene la ventaja de un alto capacidad de solución en concentraciones moderadas, y generalmente se usa para corrientes de gas con niveles moderados de CO₂ y H₂S cuando la eliminación completa de ambos se requieren impurezas.

La monoetanolamina tiene las siguientes desventajas:

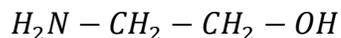
- La incapacidad para eliminar selectivamente H₂S en presencia de CO₂
- Tasas de corrosión más altas que la mayoría de las otras aminas si la concentración de MEA excede el 20% a altos niveles de carga de gas ácido.
- La formación de tiosulfatos corrosivos cuando reaccionan con oxígeno.
- Una producción lenta de "sales estables al calor" se forma en todas las soluciones de alcanolaminas, principalmente de la reacción con CO₂

El oxígeno potencia la formación de las sales. Además de ensuciar los calderines del regenerador, las altas concentraciones de sales pueden llevar sobre el contactor y causar espuma, lo que degrada la eficiencia del contactor

La (MEA) es la más reactiva de las Etanolaminas, y además es la base más fuerte de todas las aminas. La MEA ha tenido un uso difundido especialmente en concentraciones bajas de gas ácido. Tiene un peso molecular de 61,08 Unidades de Masa Atómica (UMA).

Ahora si está trabajando en el Sistema Británico de Unidades, las unidades serán (lb/lb mol). Este peso molecular se considera pequeño, es por ello, que la MEA tiene la mayor capacidad de transporte para los gases ácidos. Esto significa menor tasa de circulación de la MEA para remover una determinada concentración de los gases ácidos, de un gas de alimentación.

FIGURA 2.7 FÓRMULA SIMPLIFICADA MEA

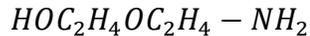


Fuente: Pino, 2011

2.4.4.2. DIGLICOLAMINA (DGA)

En comparación con MEA, la baja presión de vapor permite que la diglicolamina [2-(2-aminoetoxi) etanol] (DGA) para ser utilizado en concentraciones relativamente altas (50 a 70%), que resulta en tasas de circulación más bajas. Se recupera en el sitio para eliminar las sales estables al calor y productos de reacción con COS y CS₂.

FIGURA 2.8 FÓRMULA DE LA DGA



Fuente: Pino, 2011

También es bueno tener en cuenta que los productos de descomposición formados en la reacción entre la DGA y los gases ácidos de azufre son regenerados térmicamente durante la operación normal de recuperación de la amina. También la degradación con el (COS) es reversible a altas temperaturas.

2.4.4.3. DIETANOLAMINA (DEA)

La DEA a temperaturas mayores al ambiente es un líquido claro, higroscópico y viscoso, con un suave olor amoniacal. La DEA es una amina secundaria con un peso molecular de 105,14 Unidades de Masa Atómica (UMA). La DEA tiene su mayor aplicabilidad en el tratamiento de gas de refinerías, en los cuales pueden existir compuestos sulfurosos que pueden degradar la MEA.

La DEA es más débil que la MEA, pero los productos de la reacción con la DEA no son corrosivos. Además la presión de vapor de la DEA es más baja que la MEA, luego las pérdidas por evaporización con la DEA es menor que con la MEA.

La DEA se utiliza para endulzar corrientes de gas natural que contengan hasta un 10% molar de gases ácidos. Es eficiente a presiones de operación de 500 o más libras por pulgadas al cuadrado manométricas en el sistema británico (lpcm)

FIGURA 2.9 FÓRMULA DE DIETANOLAMINA



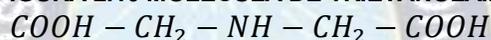
Fuente: Pino, 2011

Los procesos con DEA han sido diseñados para operar con concentraciones porcentuales de solución entre 30 y 35 %P/P, incluso a esta concentración la DEA no es corrosiva, por lo que se puede trabajar sin ningún temor, que la solución vaya a aumentar el proceso de corrosión.

2.4.4.4. TRIETANOLAMINA (TEA)

La TEA es un líquido ligeramente amarillo, higroscópico y viscoso, su mayor utilidad se relaciona con su capacidad humectante. La TEA es una amina terciaria, luego es altamente selectiva hacia el H₂S, ya que la reacción con el CO₂, es muy lenta, y desde luego la formación de bicarbonatos y carbonatos es también tardía.

FIGURA 2.10 MOLÉCULA DE TRIETANOLAMINA



Fuente: Pino, 2011

2.4.4.5. METILDIETANOLAMINA (MDEA)

La metildietanolamina (MDEA), una amina terciaria, elimina selectivamente H₂S a buenas especificaciones de línea mientras hay un contenido bajo de CO₂.

La reacción de formación de carbamato no ocurre con una amina terciaria. Como consecuencia, se utilizan tiempos de contacto cortos en el absorbedor para obtener la selectividad. MDEA tiene una baja presión de vapor y, por lo tanto, se puede usar en concentraciones de hasta 60% en peso sin pérdidas apreciables por vaporización. Incluso con su cinética relativamente lenta con CO₂. MDEA se utiliza para la eliminación masiva de CO₂ de gases de alta concentración porque los requerimientos de energía para la regeneración son más bajos que los de las otras aminas. (Morero, 2011)

2.4.4.6. AMINAS HÍBRIDAS - MIXTAS

El solvente de amina híbrido ha demostrado un rendimiento único y predominante mientras se usa para capturar CO₂ en comparación con el solvente de amina simple.

El uso de una mezcla de aminas tiene varias ventajas sobre los sistemas de una sola amina:

- Mejora de la eficiencia termodinámica (mayor capacidad de equilibrio de aminas terciarias/estéricamente impedidas que promueven la formación de HCO_3^- combinadas con amina promotora de velocidad). (Reynols, 2012)
- Reducción de problemas relacionados con la degradación y operación del solvente causado por corrosión
- Flexibilidad en la gama de aminas disponibles para adaptar y optimizar la composición del solvente para lograr la mayor eficiencia de absorción
- Las altas tasas de absorción observadas en solventes de amina simple a menudo se pueden mantener en mezclas de los componentes individuales.
- Se puede reducir el requerimiento de energía para la regeneración de solventes.

2.5. DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO

Los equipos que integran la planta de endulzamiento son:

SEPARADOR DE ENTRADA: Se encarga de separar los agentes contaminantes que lleguen a la planta de tratamiento de gas, tales como partículas sólidas, hidrocarburos líquidos, etc., que puedan generar problemas de espuma, corrosión, entre otros.

CONTACTORA CON DEA: Es uno de los equipos principales de la planta junto con la torre regeneradora. Es una torre de platos (20 en este trabajo) de intercambio gas-líquido. El gas ácido entra por la parte inferior de la torre y la amina pobre (amina sin CO_2) por la parte superior de la misma. En cada plato se realiza una reacción de equilibrio entre ambos, y el gas sale por la parte superior con un bajo porcentaje de dióxido de carbono. Esta torre trabaja a altas presiones y bajas temperaturas, esto se debe a que el gas es tomado directo del gasoducto, siendo transportado a una presión entre 70 – 75 kg/cm².

La amina pobre al salir de la torre es denominada “amina rica” debido a que ha aumentado su concentración en componentes ácidos.¹⁰

TANQUE DE VENDEO: Se utiliza para recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que provocan la generación de espuma en el equipo siguiente (torre regeneradora). Este equipo trabaja a bajas presiones (4 kg/cm²), esta disminución de presión hace que los hidrocarburos disueltos se vaporicen y arrastren una pequeña cantidad de CO₂.

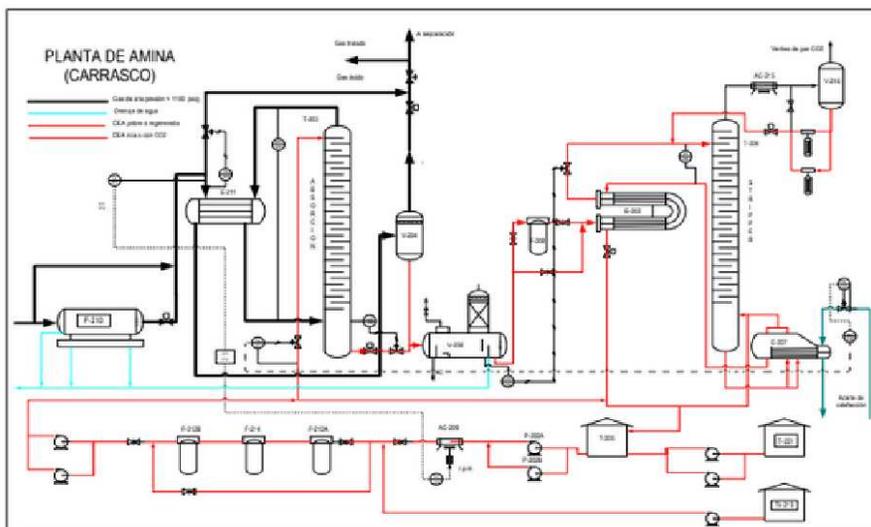
INTERCAMBIADOR AMINA-AMINA: Se calienta la amina rica para facilitar la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la amina pobre regenerada, disminuyendo así el requerimiento energético del reboiler (rehervidor) del sistema de regeneración. El intercambiador trabaja a una presión menor que la del tanque flash, esto produce que a medida que se calienta la amina rica libere gases ácidos, tal situación se debe evitar ya que el sistema se vuelve muy corrosivo. Para disminuir este efecto se puede colocar una válvula de control que regule el flujo de salida del intercambiador para que este opere a la misma presión que el tanque flash.

TORRE REGENERADORA: Esta torre al igual que la torre contactora trabaja en contracorriente, en ella se elimina el CO₂ de la amina regenerando la misma para utilizarla nuevamente. Está constituida por 18 platos de contacto gas-líquido, un condensador de productos de cabeza y un reboiler.

La solución ácida ingresa por el cuarto plato en este trabajo (los platos están numerados de arriba hacia abajo), ésta entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el rehervidor de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución de amina rica. A medida que se aumenta la cantidad de vapor aumenta la cantidad de CO₂ despojado, de allí que también se utilice “vapor de stripping” para aumentar la eficiencia de la torre.

¹⁰ De *Endulzamiento de Gas con aminas, simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico* (pp. 7), por Eleonora Erdmann, Instituto Tecnológico de Buenos Aires - ITBA

FIGURA 2.11 UNIDAD DE AMINA PLANTA CARRASCO



Fuente: YPF, Planta Carrasco

El condensador actúa como un separador gas líquido, el vapor se condensa y se utiliza como reflujo de la torre mientras que el gas removido es incinerado.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO: En este tanque se almacena la amina pobre recuperada, y se reponen las pequeñas pérdidas que se pueden haber generado en el proceso. Se debe tener cuidado que la solución agregada mantenga la proporción amina/agua, si no la planta trabajará de manera ineficiente. Se debe evitar que la amina en el tanque entre en contacto con el aire ya que reaccionará perdiendo su propiedad de absorción, para prevenir esta situación se coloca un colchón de gas inerte en el tanque

FILTROS: Antes que la amina vuelva al proceso se la hace circular a través de filtros para remover partículas sólidas contaminantes producto de la corrosión. Estos dispositivos deben ser reemplazados o limpiados periódicamente para evitar la saturación por suciedad. La saturación de un filtro se puede observar mediante el aumento de la caída de presión a través de éste.

ENFRIADOR: Al trabajar la torre de regeneración a altas temperaturas, la amina pobre saldrá caliente, por ello no se la puede introducir directamente a la torre contactora ya que disminuiría su capacidad de retención de CO₂. (Erdmann, 2012)

Capítulo 3 DESCRIPCIÓN DEL CAMPO CARRASCO Y DESARROLLO DE LA PROPUESTA CON SOLVENTE HÍBRIDO $\text{Ca}(\text{OH})_2$

3.1. ANTECEDENTES DE LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO CARRASCO

Esta es una planta que recibe la producción de tres campos, los cuales producen específicamente Gas/Condensado; estos son el Campo Carrasco, Campo Kanata. Campo Bulu Bulu, estos tres respectivamente se encuentran ubicados en el Bloque Chimoré I.

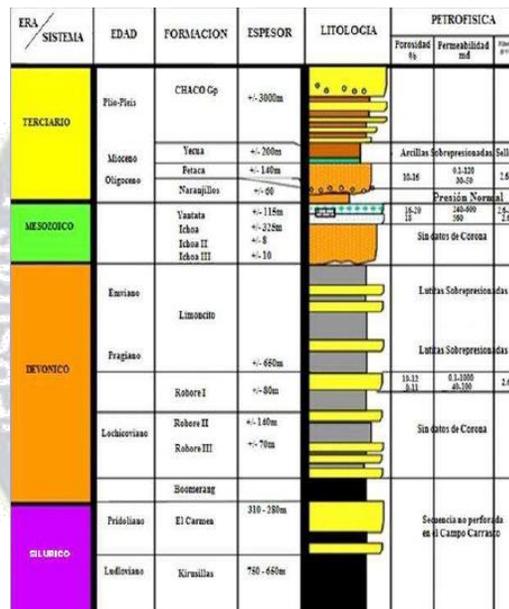
En la Planta se desarrollan procesos para la obtención de gas natural residual o seco y productos terminados, tales como el GLP, gasolina natural y condensado, todos estos a partir del gas rico que se extrae de los yacimientos existentes en estos campos. La Planta Procesadora de Gas Carrasco se encuentra ubicada en la Provincia del mismo nombre del departamento de Cochabamba, en la región tropical del departamento conocida como el Chapare a 174 Km. al Este de la ciudad de Cochabamba y a 230 Km. de la ciudad de Santa Cruz. (Chaco, 2018)

3.1.1. ANTECEDENTES DEL CAMPO CARRASCO

El Campo Carrasco fue descubierto en diciembre de 1991 con la perforación exitosa del pozo exploratorio CRC-X1, mismo que alcanzó una profundidad de 4770 m. Está ubicada en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba a una distancia de 174 Km hacia el este de la ciudad de Cochabamba y a una distancia de 156 Km hacia el noroeste de la ciudad de Santa Cruz de la Sierra, en el área Chimoré 1. Se explota el área por agotamiento natural, sin embargo a partir del año 2002 se inyecta gas pobre o residual a la formación para mejorar la producción y la recuperación de los hidrocarburos del reservorio productor. En este campo se perforaron 12 pozos, actualmente 3 son productores, 2 son inyector de agua de formación: CRC-3W y CRC-12W, 5 pozos cerrados y 2 abandonados. La profundidad promedio de estos pozos es de 4.750 metros, se encuentran las formaciones productoras Roboré I y II, Petaca y Yantata. (Chaco, 2018)

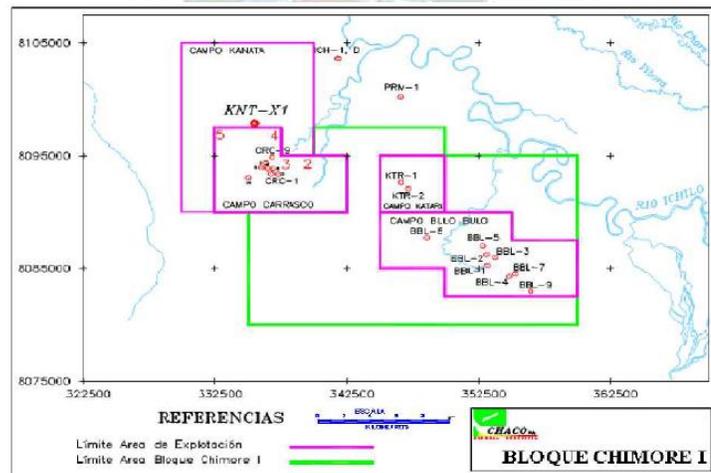
La producción promedio de este campo es de 40 Barriles por día (BPD) de petróleo, 0.9 millones de pies cúbicos por día (MMpcd) de gas, 5 barriles por día (BPD) de gasolina natural y alrededor de 3 metros cúbicos por día (mcd) de gas licuado. También se tiene el campo Carrasco Foot Wall, en este campo se tienen los siguientes pozos: CFW-1, CFW-2 y CFW-3. La producción media actual es, petróleo: 526 BPD, Gas: 9.5 MMpcd, Agua: 491 BPD.

FIGURA 3.1 COLUMNA ESTRATIGRÁFICA DEL CAMPO CARRASCO



Fuente: YPFB, 2015

FIGURA 3.2 MAPA DEL ÁREA CHIMORÉ 1



Fuente: YPFB Chaco-Planta Carrasco

FIGURA 3.3 MAPA DE UBICACIÓN DEL CAMPO CARRASCO



Fuente: YPFB Chaco-Planta Carrasco

3.1.2. UBICACIÓN DE LA PLANTA CARRASCO

La Planta Procesadora de Gas Carrasco se encuentra ubicada en la Provincia del mismo nombre del departamento de Cochabamba, en la región tropical del departamento (conocida como el “Chapare”), a 174 Km. al Este de la ciudad de Cochabamba y a 230 Km. de la ciudad de Santa Cruz.

La parte central del campo se encuentra aproximadamente a una altura de 320 m sobre el nivel del mar y a una presión atmosférica de 14.05 PSI.

La Planta se encuentra a 7 Km. del pueblo de Entre Ríos por donde pasa la carretera asfaltada. El acceso a la Planta está habilitado todo el año, mediante un camino ripiado que se desprende de la carretera asfaltada que une el departamento de Santa Cruz con el departamento de Cochabamba.

3.1.3. CARACTERIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta procesadora de Gas Carrasco procesa Gas Natural, y como productos secundarios, produce hidrocarburos líquidos; tales como el GLP o Gas Licuado de Petróleo; el Condensado y la Gasolina Natural.

La gasolina natural es recuperada del procesamiento del gas natural en la Planta Criogénica, y el Condensado es separado físicamente del Gas Húmedo en el Área de Separación, tanto el condensado como la Gasolina Natural se juntan y se almacenan en los tanques de almacenamiento. Otro líquido producto de la separación de los fluidos de pozo es el Agua, el cual es pre-tratado antes de ser reinyectado a la formación. (Chaco, 2018)

3.1.4. PROCESO PRODUCTIVO DEL GAS NATURAL

El gas proveniente de los separadores se acondiciona primeramente en una Planta de Amina con capacidad de 70 MMPCD, con el objetivo de eliminar el CO₂, esto con el objeto de cumplir las especificaciones para el gas de venta.

Posteriormente el Gas se deshidrata, esto mediante dos procesos, un proceso químico (Absorción) y un proceso físico (Adsorción) luego se extraen los componentes licuables (Gasolina natural y GLP) en una Planta Criogénica de 70 MMPCD de Capacidad; para posteriormente el gas residual ser entregado a las termoeléctricas de Valle Hermoso y de Buló Buló y al Gasoducto de Alta al Brasil, quien lo transporta hacia los centros de consumo nacional e internacional. Una parte de éste gas es inyectado a los pozos para el proceso de GLS.

La planta procesadora de gas natural Carrasco tiene una capacidad para procesar 80 MMSCFD, la cual cuenta con los siguientes sistemas de producción:

- Sistemas de Recolección
- Sistema de Remoción de CO₂ (Planta de Amina)
- Sistema de Deshidratación por Glicol
- Sistema de Deshidratación por Cribas moleculares.
- Sistema de Fraccionamiento Planta Criogénica (Turbo Expansor)
- Sistema de Almacenamiento y Entrega de Productos
- Sistema de Estabilización de Condensado

- Sistema de Inyección de Agua
- Sistema de Inyección de Gas

3.1.5. SISTEMA DE REMOCIÓN DE CO₂ PLANTA DE AMINA

El gas proveniente de los separadores es de aproximadamente 80 MMPCD, de este total solamente ingresa a la planta de amina 15 MMPCD, esto debido a que con el proceso se busca reducir el contenido de CO₂ para cumplir con los parámetros específicos de venta del gas.

Considerando esto el gas entra a una presión 1100 Psig y una temperatura de aproximadamente 130 °F. La concentración de dióxido de carbono en la corriente gaseosa inicial es de 1.55 % molar. La concentración del gas tratado, a la salida de la unidad, debe ser menor al 1,4 % molar en dióxido de carbono.

TABLA 3.1 CROMATOGRFÍA INICIAL DEL CAMPO CARRASCO

COMPOSICIÓN	% MOLAR	FRACCIÓN MOLAR	PESO MOLAR GAS	PESO MOLAR MEZCLA g/mol
N ₂	0,3579	0,003579	28,0134	0,100101
CO ₂	1,5511	0,015511	44,01	0,681807
C1	91,9180	0,919180	16,043	14,746164
C2	6,0898	0,060898	30,07	1,8154301
C3	0,1283	0,001283	44,097	0,056159
i-C4	0,0016	0,000016	58,123	0,000649
n-C4	0,0022	0,000022	58,123	0,000914
i-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000168
n-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000113
n-C6	0,0005	0,000005	86,177	0,000364
TOTAL	100.0000	1.000000		17,401872

Fuente: YPFB Chaco-Planta Carrasco

Para la absorción se pone en contacto una solución de dietanolamina (DEA) al 40 % (donde se tiene 40% de DEA y 60% de Agua Desmineralizada), a la salida de la torre contactora la Amina Rica (AR o Amina Carbonatada) es regenerada, para su posterior reutilización en el proceso de absorción, mediante destilación por arrastre con vapor de agua.

Por su parte el CO₂ es un gas incoloro e inodoro, que a concentraciones bajas no es tóxico pero en concentraciones elevadas incrementa la frecuencia

respiratoria y puede llegar a producir sofocación. Se puede licuar fácilmente por compresión, sin embargo, cuando se enfría a presión atmosférica se condensa como sólido en lugar de hacerlo como líquido. El dióxido de carbono es soluble en agua y la solución resultante puede ser ácida como resultado de la formación de ácido carbonilo, he aquí la propiedad corrosiva que el CO₂ presenta en presencia de agua.

Condiciones del gas a tratar

- Concentración de impurezas, temperatura y presión disponible
- Volumen de gas a procesar y composición de Hidrocarburos.
- Selectividad de los gases ácidos por mover.

Procesos desarrollados para la remoción de gases ácidos

- • Solución acuosa de Aminas de varios tipos.
- • Absorción física con secuestrantes líquidos o con sólidos.
- • Proceso de Carbonato de Potasio.
- • Tamices moleculares.
- • Membranas.

Cada proceso tiene su aplicación, siendo el proceso con solución acuosa de aminas el más difundido en la industria

Etapas del proceso

Este proceso consta de dos etapas:

- Absorción de gases ácidos: Es la parte del proceso donde se lleva a cabo la retención del ácido sulfhídrica y el bióxido de carbono de una corriente de gas natural amargo utilizando una solución acuosa de Dietanolamina a baja temperatura y alta presión.
- Regeneración de la solución absorbente: Es el complemento del proceso donde se lleva a cabo la desorción de los compuestos ácidos, diluidos en la solución mediante la adición de calor a baja presión, reutilizando la solución en el mismo proceso

Aminas más usadas en el endulzamiento

- • Mono Etanol Amina (MEA) al 15% en agua. Fórmula: NH₂-C₂H₄-OH

- Di Etanol Amina (DEA) al 35 % en agua. Fórmula: $\text{NH}-(\text{C}_2\text{H}_4-\text{OH})_2$
- Di Glicol Amina (DGA) al 60 % en agua. Fórmula: $\text{NH}_2-\text{C}_2\text{H}_4-\text{O}-\text{C}_2\text{H}_4$
- Metil Di Etanol Amina (MDEA) al 50 % en agua. Fórmula: $\text{CH}_3-\text{N}-(\text{C}_2\text{H}_4-\text{OH})_2$

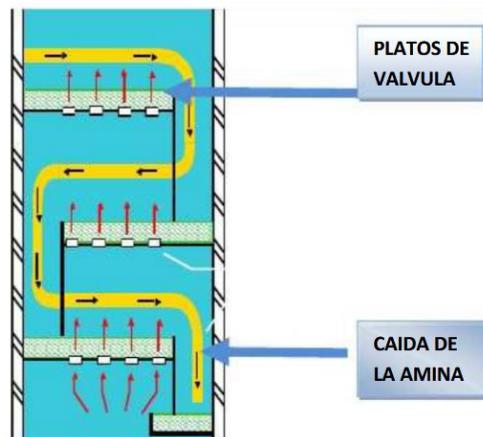
Equipos de un proceso de endulzamiento

- SEPARADOR.- El separador de la entrada debe estar muy bien diseñado.

A tal efecto, se debe considerar:

- La presencia de fluidos ácidos.
- La capacidad para manejar acumulaciones de líquido: agua, hidrocarburos, químicas.
- Elimina líquidos y sólidos que pueden afectar la operación de la planta.
- TORRE CONTACTORA.- Es el lugar donde los gases ácidos (H_2S y/o CO_2) son removidos del gas natural por la amina. Las torres pueden utilizar platos o empaque:
- Torres Utilizando Platos:
 - Pueden ser de uno, dos, tres o cuatro pases
 - Pueden tener rebozadero ajustables o fijados
 - Pueden ser de Válvulas, Capas o Platos de Sieve
 - Las caídas pueden ser al lado de los platos a al centro de los platos
 - Pueden tener una o múltiples puntos de adición de amina

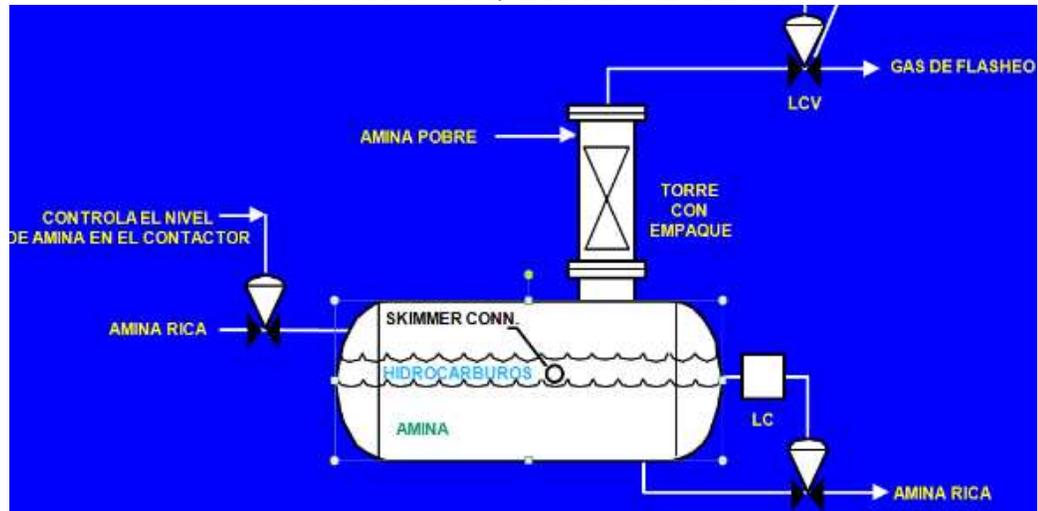
FIGURA 3.4 DESCRIPCIÓN DE LOS PLATOS DE LA CONTACTORA



Fuente: YPFB Chaco, 2018

TANQUE DE FLASHEO.- Es utilizado para flashear hidrocarburos que están disueltos en la solución de amina. Los hidrocarburos producidos se usa como combustible o se manda a quemar.

FIGURA 3.5 TANQUE DE FLASHEO DE AMINA



Fuente: YPFB Chaco, 2018

Normalmente opera a 5.3 kg/cm^2 (75 psig) o menos cuando la presión de la contactora es arriba de 35.2 kg/cm^2 (500 psig). Puede tener una contactora de amina en el flujo de gas para remover a H_2S de los hidrocarburos flasheados (Puede resultar en altas pérdidas de amina). Normalmente se localiza entre el contactor y el intercambiador de amina rica/pobre.

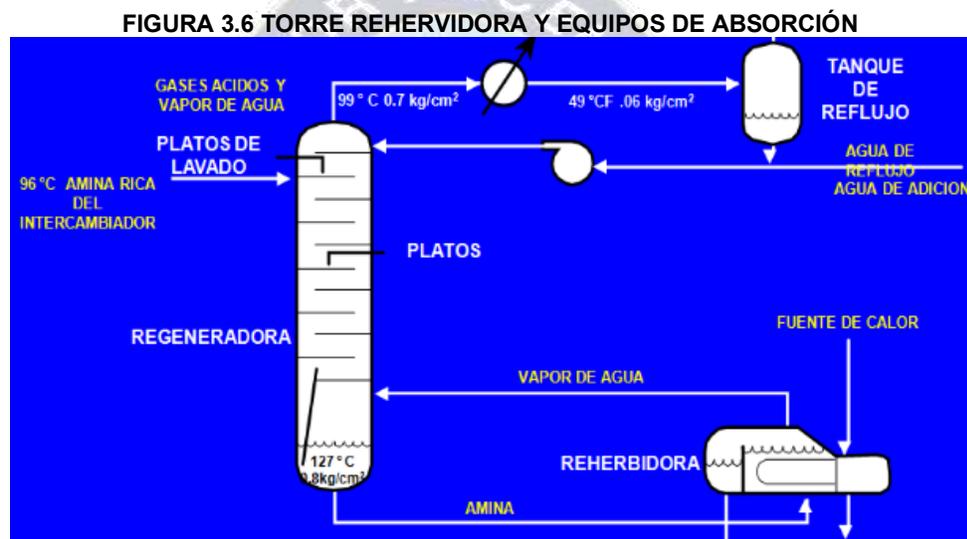
INTERCAMBIADOR DE CALOR AMINA RICA/POBRE.- Reduce la temperatura de la amina pobre saliendo de la Regeneradora y aumenta la temperatura de la amina rica entrando a la Regeneradora. Normalmente es de tubo/carcasa pero intercambiadores de tubo/platos también son utilizados.

Amina rica pasa por los tubos y la amina pobre por la carcasa. El diseño debe minimizar el flasheo de gases ácidos (tomas la baja de presión lo más cerca posible a la regeneradora). Los requerimientos de la reherbidora será 50% más alto si no se diseña así.

REGENERADORA/REHERBIDORA.- Regenera la solución de amina por la adición de calor para aumentar la temperatura de la amina rica entrando a la regeneradora. Calor sensible (1/3). El Calor es necesario para cambiar la reacción y remover el H_2S y/o CO_2 de la solución. El Calor de reacción (1/3).

Calor es necesario para mantener el radio de reflujo en la parte superior de la regeneradora. Calor de vaporización (1/3) 90-95% de los gases ácidos son removidos de la solución en la regeneradora. El punto de hervir de la solución depende solamente de la composición de la amina, la concentración de amina y la presión que se mantiene en la regeneradora/reherbidora

Para prevenir degradación térmica de amina traten de mantener la temperatura del aceite caliente a menos de 162 °C (325 °F). La temperatura máxima de la amina en la regeneradora debe ser menos de 127 °C (260 °F) para prevenir la degradación térmica de la amina.



Fuente: YPFB Chaco, 2018

REFLUJO.- La función del condensador de gases ácidos es para condensar y enfriar el agua de vapor a líquido. Los gases ácidos y el agua se separan en el tanque de reflujo. El agua regresa a la parte superior de la regeneradora como reflujo. La razón del reflujo es para minimizar la concentración de amina en la parte superior de la regeneradora.

FILTROS.- Pueden ser de dos tipos:

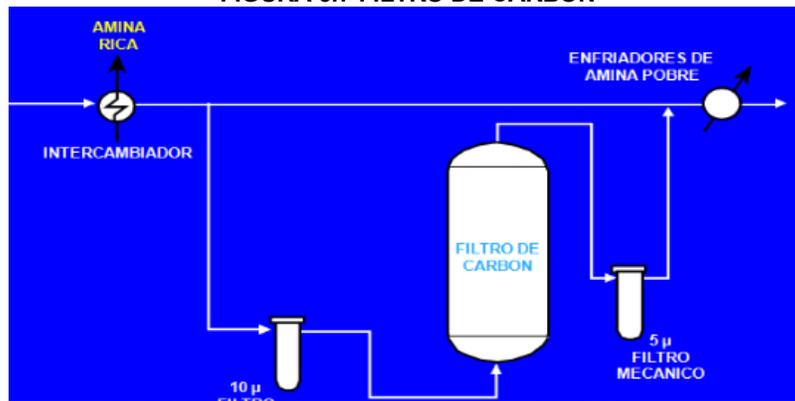
- **FILTROS MECANICOS.-**

Son usados para remover partículas (tierra, productos de corrosión, sulfato de hierro, etc.) que puede causar espumación, corrosión, y gas dulce fuera de especificación. Pueden ser de cartuchos, bolsas, o de tipo pre-cubiertos. Son disponibles en rangos de 1-100 micrones (absoluta o nominal).

FILTROS DE CARBÓN ACTIVADO.-

Remueven contaminantes químicos como jabones, moléculas grandes de hidrocarburos, y productos de degradación. Es usado para remover hidrocarburos, productos de degradación de aminas, algunos sales termo estables y hierro. También sirve como un filtro mecánico. Puede reducir la corrosividad de la solución de amina, es recomendado para cualquier uso de amina.

FIGURA 3.7 FILTRO DE CARBON



Fuente: YPFB Chaco, 2018

TABLA 3.2 EQUIPOS MENORES USADOS EN LA PLANTA DE ABSORCIÓN CARRASCO

NOMBRE	TAG	CARACTERÍSTICAS	PROPOSITO
Filtro Separador	F-210	36" ID x 10', 1350 psig y 200°F 1.0 Micrones Filtro de Elementos	Atrapar líquidos y partículas solidas llevadas de la entrada.
Intercambiador Gas-Gas	E-211	24" D x 8' 1350 Psig 200°F	Calentar gas para que entre al contactor y enfriar el gas que sale del contactor, para condensar cualquier líquido que lleva el gas dulce
Torre Contactora Amina	T-203	5' ID x 62' 1350 Psig 200°F Maneja entre 20-60 MMPCD	Quitar el CO2 de la corriente de gas esto por la absorción que hace la amian en la torre
Depurador de Gas Dulce	V-204	48" ID x 8' 1350 Psig 200°F Maneja entre 20-60 MMPCD	Recolectar agua y amina que se condensa del gas dulce que sale de la torre contactora de amina
Tanque de Flash	V-208	78" ID x 24' 175 Psig 250°F Flujo de amina entre 140-410 gpm	Destilar y separar HC que la amina haya absorbido y proveer capacidad de compensación para el sistema
Filtro de Sólidos para AR	F-208	24" OD x 5' 175 Psig 250°F Cap. 425 GPM 5 Micrones Filtro de Elementos	Quitar mecánicamente los sólidos suspendidos que obstruirán los equipos
Intercambiador API/AR	E-202	175 Psig 350°F 304-SS Tubes	Enfriar AP que sale del rehervidor y calentar AR que sale del tanque de flasheo
Torre de Regeneración de Amina	T-206	66" ID x 56' Flujo: 140-410 gpm 50 Psig 350°F CW (20) nutter 304-SS Trays	Calentar AR para vaporizar el CO2 y expulsarlo por el tope de la torre
Condensador de Amina	AC-215	10 psig Temp de Entrada 213 °F y Temp de Salida 130 °F	Enfriar vapor caliente y rico que sale de la torre y condensar cualquier líquido llevado a vapor

Fuente: YPFB Chaco, 2018

El diseño de la torre regeneradora es el mismo que el de la torre absorbadora, a diferencia que dentro de ella, la solución de amina básica entra por la parte superior de la torre y a contracorriente al vapor de gases ácidos que se generan en el hervidor de la torre. El vapor que fluye hacia arriba de la torre pasa por un condensador que separa la solución vaporizadas de los gases ácidos.

TABLA 3.3 CROMATOGRAFÍA INICIAL DEL CAMPO CARRASCO

COMPOSICIÓN	% MOLAR	FRACCIÓN MOLAR	PESO MOLAR GAS	PESO MOLAR MEZCLA g/mol
N ₂	0,3579	0,003579	28,0134	0,100101
CO ₂	1,5511	0,015511	44,01	0,681807
C1	91,9180	0,919180	16,043	14,746164
C2	6,0898	0,060898	30,07	1,8154301
C3	0,1283	0,001283	44,097	0,056159
i-C4	0,0016	0,000016	58,123	0,000649
n-C4	0,0022	0,000022	58,123	0,000914
i-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000168
n-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000113
n-C6	0,0005	0,000005	86,177	0,000364
TOTAL	100.0000	1.000000		17,401872

Fuente: En base a datos recopilados de YPFB, 2018

TABLA 3.4 CONDICIONES DE ENDULZAMIENTO PLANTA CARRASCO

CONDICIONES DE ENDULZAMIENTO	
Caudal de Gas procesado	15 MMSCFD
Presión	1175 Psig
Temperatura	130°F
CO₂ inicial	1,55%
CO₂ salida	1,37%
Amina utilizada	DEA al 40% en solución
Caudal de amina	197 Galones por minuto
TORRE CONTACTORA	
Presión	1166 Psig
Temperatura	110°F
Temperatura del gas	90°F
REGENERACION	
Temperatura de calentamiento	258°F
Presión diferencial	10 psia

Fuente: En base a datos recopilados de YPFB, 2018

En el diseño de la torre regeneradora está fabricada de acero inoxidable para su construcción porque existen problemas de corrosión. En el proceso de regeneración de las soluciones de aminas, normalmente es necesario el uso adicional de equipos auxiliares que favorezcan dicho proceso, como filtraciones con carbón activado, o la adición de sosa cáustica o carbonato de sodio para neutralizar los compuestos térmicamente estables

3.2. PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON MEZCLA DE AMINAS

En los últimos años, los disolventes de amina mixta para la eliminación de gases ácidos han recibido una mayor atención. En la mayoría de los casos, las mezclas contienen MDEA como amina base con la adición de una o dos aminas reactivas más como MEA o DEA. Estas mezclas de aminas han recibido una variedad de nombres que incluyen aminas formuladas.

Los procesos de amina acuosa tienen algunas desventajas importantes, como ser la pérdida de solvente, corrosión y alto consumo de calor. Cada uno de estos problemas resulta de varias causas. Los procesos de amina se clasifican como absorción química con un alto calor de reacción y incluyendo el agua que tiene una alta capacidad calorífica. Por lo tanto, tienen alta energía de consumo. Algunas de las aminas, especialmente las aminas primarias, se degradan provocando la pérdida de la disolvente y formación de productos corrosivos, además la presencia de agua en la amina intensifica la corrosión. (Stowe, 2017)

Como se informa en la literatura, la mezcla de aminas tiene una serie de propiedades que lo hacen deseable para una aplicación más amplia:

- Alta concentración de solución (hasta 50 a 55 % en peso)
- Alta carga de gas ácido
- Baja corrosión
- Tasas de degradación lentas
- Calores de reacción más bajos
- Baja presión de vapor y pérdidas de solución

La velocidad de reacción del CO_2 se puede aumentar significativamente mediante una combinación de lo siguiente:

1. Selección de las temperaturas de funcionamiento adecuadas en el absorbedor.
2. Diseño adecuado de las bandejas absorbentes para proporcionar tiempos de residencia de líquido adecuados.
3. Adición de una o dos aminas primarias o secundarias reactivas más para formar una mezcla de aminas en agua

Las aminas primarias o secundarias se añaden normalmente en una cantidad del 5 al 10% de la amina total presente.

Estas mezclas se denominan a base de MDEA, aminas con DEA o MEA como aminas secundarias. Un sistema de amina mixta que combina la mayor capacidad de equilibrio de la amina terciaria con mayor velocidad de reacción de la amina primaria o secundaria, puede lograr una mejora considerable en la adsorción de gas y gran ahorro en el requerimiento de energía de regeneración. (Van Eik, 2017)

Las aminas secundarias generalmente comprenden menos de 20% del contenido total de amina en base molar. En concentraciones más bajas de MEA y DEA, la total concentración de amina puede ser tan alta como 55% en peso sin la necesidad de implementación de equipos de absorción física.

Las mezclas a base de MDEA se utilizan normalmente para aumentar la captación deseada de CO_2 suele ser ventajosa sobre un cambio completo de amina a un sistema DEA o MEA porque el rehervidor del regenerador MDEA puede estar sobre-dimensionado para un sistema que solo utiliza DEA o MEA puramente formulado. Las aminas influyen en la concentración de la mezcla de aminas y su mantenimiento, reduciendo los problemas operativos.

Sin embargo, encontrar una concentración óptima para aminas mixtas (DEA+MDEA) depende en gran medida del contenido de H_2S y CO_2 del gas

ácido, en función a las presiones y especificaciones del gas de exportación, las aminas mixtas son típicamente mezclas de MDEA y DEA o MEA que mejoran la eliminación de CO₂ conservando las características deseables de MDEA, como la reducción de los problemas de corrosión y la baja calores de reacción.

Con la formulación de la mezcla como variable adicional, es posible, al menos en principio, producir un gas tratado que tiene cantidades mínimas de H₂S y CO₂. Por lo tanto emplear la cantidad correcta de aditivo nos permite controlar el nivel de CO₂ de salida y también controlar la selectividad como una de las muchas aplicaciones para la tecnología de aminas mezcladas. (Khakdaman, 2008)

3.2.1. CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO MEDIANTE SOLUCIÓN ACUOSA DE HIDRÓXIDO DE CALCIO

Recientemente se han realizado grandes esfuerzos en todo el mundo para abordar el cambio climático global. Mediante la captura de dióxido de carbono (CO₂) empleando soluciones acuosas de hidróxido de calcio, puede ser una tecnología viable y prometedora para reducir eficazmente las emisiones de CO₂ a la atmósfera.

Entre las muchas opciones para la tecnología de captura de CO₂, la absorción es casi el único proceso con mayor predominio en el endulzamiento del gas natural. En la absorción química se emplea absorbentes a base de aminas, como monoetanolamina (MEA) y dietanolamina (DEA), estas son adoptadas actualmente en la mayoría de las plantas de post-combustión. MEA fue desarrollado hace más de 70 años como un absorbente general para eliminar varios gases ácidos (CO₂ y H₂S) presentes en el gas natural. Sin embargo, con la aparición del problema de contaminación por CO₂, el proceso de absorción avanzada empleando MEA y DEA ha comenzado a recibir mayor atención a la captura de CO₂. Por lo tanto, muchos estudios se han centrado en su rendimiento, economía y disponibilidad. (Energy, 2018)

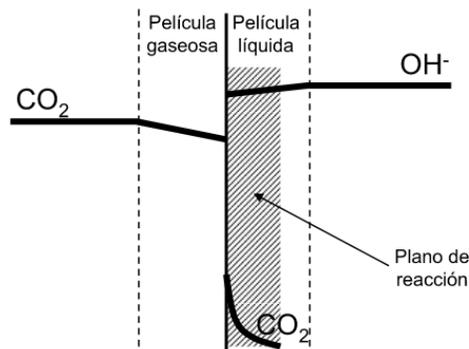
A pesar de ello quedan muchos problemas de proceso incluyendo degradación de solventes, corrosión de equipos y alto consumo de energía para

la recuperación de disolventes. La absorción de CO_2 empleando soluciones alcalinas en base al proceso de carbonatación de una solución cáustica es una opción viable para la captura de CO_2 . La solución acuosa de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es utilizado como un solvente eficaz para absorber CO_2 debido a sus diversas características ventajosas.

- El calcio es asequible, abundante y no peligroso. Empleando la reacción de precipitación de CaCO_3 de la carbonatación de la solución acuosa de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es una reacción estable y genera menor energía de reacción exotérmica.
- Mediante la reversibilidad de la reacción se puede eliminar el CaCO_3 producido o en su defecto podemos aplicar la recuperación de este componente y almacenarlo, esta es la alternativa más económica que la tradicional.
- En cuanto a la disposición del CaCO_3 producido y del agua la decantación puede utilizarse eficazmente para separarlos.
- Además, la solución acuosa de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ se puede utilizar en secadores para capturar CO_2 sin agua.

Por lo tanto, considerando estos efectos y la importancia actual de la reducción de emisiones de CO_2 , la reacción de carbonatación $\text{Ca}(\text{OH})_2$ merece investigación la atención como tecnología alternativa en procesos de endulzamiento. Existe literatura sobre el rendimiento de la solución acuosa de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ como absorbente para capturar directamente el CO_2 . En particular, muchos trabajos han examinado la absorción de CO_2 de la atmósfera, denominada captura de aire por absorción. (Han, 2011). Se muestra el esquema del proceso de absorción acompañado de reacción química mediante un régimen rápido de pseudo-primer orden. En este régimen, la reacción química se produce en su totalidad en la película líquida (plano de reacción) debido a la alta concentración de iones hidroxilo en la fase líquida

FIGURA 3.8 ESQUEMA DE ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA



Fuente: Han, 2011

Para explicar el comportamiento observado en el proceso de absorción con reacción química para el sistema dióxido de carbono – hidróxido sódico se debe analizar el mecanismo de reacción. Además de las reacciones comúnmente tenidas en cuenta en este tipo de procesos de absorción de dióxido de carbono en presencia de álcalis, y que se han mostrado en la sección de introducción, existe otra reacción indicada en estudio previos. (Blanco, 2009)

Se utilizó como disolvente químico para demostrar su capacidad y eficacia en la absorción de CO_2 y H_2S . Se utilizaron diferentes parámetros operativos, que incluyen la concentración de la solución de agua de cal y el caudal de biogás. Parámetros detallados en la purificación de CO_2 utilizando una solución de agua de cal se dan en gráficos respectivamente. Eficiencia de eliminación y capacidad de absorción de CO_2 fueron analizados en base a los resultados obtenidos. (Blanco, 2009)

Efecto de la concentración de la solución de agua de cal.

Eficiencia de eliminación

La concentración de biogás antes y después del tratamiento con solución de agua de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ acuosos se determinaron utilizando un analizador. La lectura de la composición del gas en la columna después de burbujear con diferentes concentraciones de soluciones de agua de cal (4%, 9% y 14%) arrojó resultados significativos. Se obtuvieron diferentes porcentajes de composiciones después de la purificación. La Tabla 3.5 muestra un ejemplo de

la composición antes y después de la purificación del gas con una concentración del 4% de la solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

TABLA 3.5 LECTURAS DE ABSORCIÓN DE 4% DE $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Componentes	Composición	Composición Final					
	Inicial	1er min	2do min	3er min	4to min	5to min	6to min
CH₄	54,60%	54,6	56,8	58,2	59	59,4	59,6
CO₂	24,70%	12,8	13,7	14,1	14,1	14,2	14,2
H₂S	2 ppm	9	17	20	22	28	28

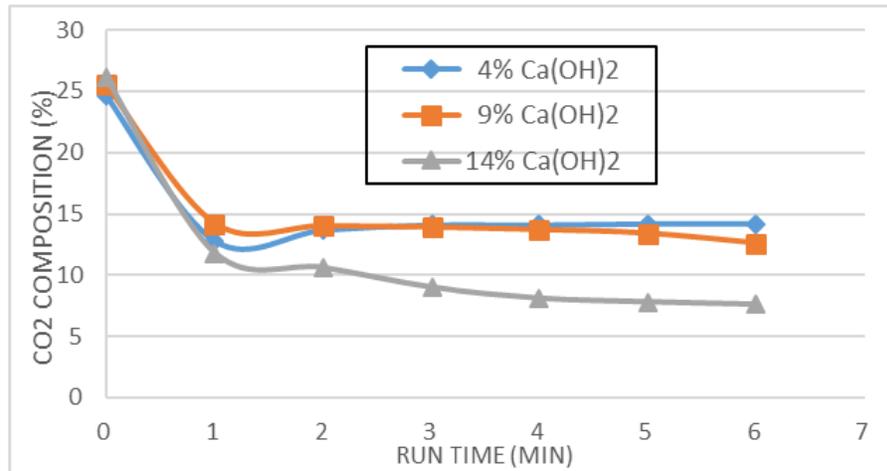
Fuente: Maizirwan, 2014

De acuerdo a la tabla 3.5 para el CH_4 se muestra una evolución, aumenta gradualmente de 54.6% en el primer minuto a 59.6% en el sexto minuto, este incremento sugiere que mientras el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ absorbe los componentes ácidos, la concentración relativa de CH_4 aumenta. Para el CO_2 disminuye rápidamente de 24.70% inicialmente a 12.8% en el primer minuto, luego se estabiliza alrededor del 14% desde el tercer minuto hasta el sexto minuto. La reducción rápida inicial seguida de una estabilización indica una absorción efectiva del CO_2 por parte del $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Para el H_2S aumenta significativamente de 2 ppm a 9 ppm en el primer minuto y continúa aumentando hasta 28 ppm en el quinto minuto, en el sexto minuto, el aumento inicial de H_2S podría sugerir que el H_2S esta siendo absorbido eficazmente por el $\text{Ca}(\text{OH})_2$, o podría haber una reacción secundaria que aumenta la concentración de H_2S inicialmente, seguida de una estabilización.

A continuación se muestra las lecturas de CO_2 después de la purificación bajo diferentes concentraciones de solución de agua de cal. En estos casos, el caudal de gas inyectado en el fondo de la columna tuvo el mismo valor de 0,5 l/min. (Maizirwan, 2014)

FIGURA 3.9 COMPOSICIONES FINALES DE CO₂ APLICANDO DISTINTAS CONCENTRACIONES DE Ca(OH)₂



Fuente: Maiziwan, 2014

Se muestra el comportamiento de la siguiente manera:

- Inicio: En el minuto 0 las composiciones de CO₂ son altas e iguales con el valor de 25% para las 3 concentraciones de solvente Ca(OH)₂
- Reducción rápida: En el primer minuto, todas las concentraciones una disminución rápida en la composición de CO₂. La concentración de 4% y 9% de Ca(OH)₂ tienen una reducción similar. La concentración de 14% de Ca(OH)₂ muestra una reducción más significativa en la composición de CO₂.
- Estabilización: Desde el primer minuto hasta el minuto 6, A partir del minuto 1, las composiciones de CO₂ tienden a estabilizarse. La composición de CO₂ con el 14% de Ca(OH)₂ sigue siendo la más baja y permanece estable. Las concentraciones de 4% y 9% de Ca(OH)₂ tienen composiciones de CO₂ similares y ligeramente superiores a la de 14% de Ca(OH)₂

Se descubrió que la concentración de agua de cal juega un papel importante en la concentración de CO₂ y la eficiencia de eliminación. El resultado que se muestra en la Figura revela que para una concentración del 14 % de solución de agua de cal, se podría lograr una eficiencia de eliminación superior al 71 %, lo que da como resultado CH₄ gas enriquecido con aproximadamente un 21,2% de pureza. Esto podría deberse a que al aumentar la concentración se produce

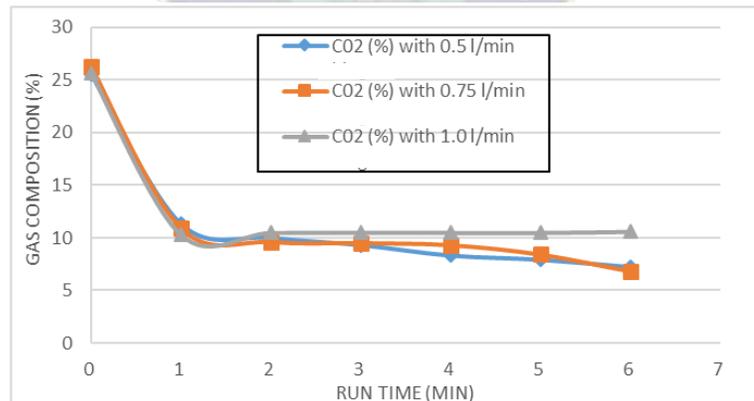
una mayor cantidad de iones de hidróxido activos disponibles para difundir hacia la interfaz gas-líquido y reaccionar con el CO_2 . Esto finalmente da como resultado una mejora de la tasa de absorción, lo que conduce a una mayor cantidad de CO_2 absorbido. De los resultados del experimento, se puede ver claramente que la eliminación fue mayor cuando la concentración de agua de cal utilizada es del 14%. Para obtener datos más válidos, el experimento se repitió utilizando la misma concentración de agua de cal, solo que esta vez, el caudal se varió a 0,75 l/min y 1,0 l/min aparte del caudal utilizado anteriormente, que es 0,5 l/min. Se realizaron experimentos para conocer cuál es el efecto si se utiliza un caudal diferente. (Cheng, 2013)

Efecto de los caudales

La influencia del caudal en el CO_2

Se investigó la eficiencia de eliminación y la tasa de absorción. La figura es el resumen de la lectura obtenida antes y después de la purificación de CO_2 con 3 caudales diferentes como se decidió anteriormente. En estos casos, la concentración de hidróxido de calcio acuoso fue del 14% respectivamente.

FIGURA 3.10 COMPOSICIÓN DE CO_2 CON DIFERENTES FLUJOS DE SOLUCIÓN $\text{Ca}(\text{OH})_2$



Fuente: Maizirwan, 2014

La prueba realizada indicó que la capacidad de absorción se vio influenciada positivamente por el alto caudal de gas que promueve la dispersión y una mejor mezcla con la solución de agua de cal. Cuando el caudal de entrada del gas contaminado se cambió de 0,75 l/min a 1,0 l/min, aproximadamente 0,462 litros de CO_2 absorbido en el disolvente en comparación con sólo 0,125 litros por

minuto para el caudal de gas más bajo. La mezcla de gas y líquido estaba en sus mejores condiciones cuando el caudal de biogás se aumentó a 1,0 l/min, lo que indica su idoneidad para usarse como parámetro operativo para mejorar la purificación del gas (Cheng, 2013). La eliminación de gramos de CO₂ por gramo de solución podría obtenerse aprovechando las propiedades del hidróxido de calcio y el dióxido de carbono, como se muestra en la Tabla 3.3.

TABLA 3.6 PROPIEDADES DE Ca(OH)₂ Y CO₂

<i>Componente</i>	<i>Peso molecular (g/mol)</i>	<i>Densidad (kg/m³)</i>
Hidróxido de Calcio	74	2210
Dióxido de Carbono	44	1,87

Fuente: Maizirwan, 2014

Los cálculos realizados son los siguientes:

$$CO_2 \text{ absorbido en la solución de cal} = 0,462 \text{ L} = 4,62 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$\text{Masa de } CO_2 = V * \text{Densidad}$$

$$\text{Masa de } CO_2 = 4,62 \times 10^{-4} \text{ m}^3 * 1,87 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 8,64 \times 10^{-4} \text{ Kg} = 0,864 \text{ g}$$

$$\text{Volumen de } Ca(OH)_2 = 2,6 \text{ L}$$

$$\text{Masa de } Ca(OH)_2 = V * d$$

$$\text{Masa de } Ca(OH)_2 = 1 \text{ m}^3 * \frac{2,6 \text{ L}}{1000 \text{ L}} * 2210 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Masa de } Ca(OH)_2 = 5,746 \text{ Kg}$$

Según ese cálculo, para 5,746 kg de Ca(OH)₂ se emplean aproximadamente 8,64 x 10⁻⁴ kg de CO₂ que es absorbido en su solución. Por lo tanto, las cantidades totales de CO₂ absorbidos estaban en el rango de 1,5 x 10⁻⁴ kg/ por kg Ca(OH)₂ usado. Este valor es inferior al obtenido por Tippayawong et al., (2010) en el que encontraron que las cantidades totales de CO₂ absorbidos estuvieron en el rango entre 0,18 y 0,22 kg/kg por kg de productos químicos utilizados. Esta gran variación podría deberse a que no se utilizó relleno en la columna para este experimento, lo que limita su superficie y el contacto entre gases y líquidos en la interfaz. Mientras tanto, el estudio utilizó una columna

empaquetada para aumentar la tasa de absorción de gases en solución, lo que explica su alta absorción de CO₂. (Han, 2011)

Ecuaciones a emplear para el proceso de endulzamiento con aminas

Las ecuaciones para los diferentes equipos son similares tanto para sistemas de endulzamiento con solventes MEA como para DEA. (Stewart & Ken, 2011)

Absorbedores de aminas

Los absorbentes de amina utilizan flujo a contracorriente, una torre con bandejas o empaquetada para proporcionar una mezcla íntima entre la solución de amina y el gas amargo. Para un sistema que utiliza la solución recomendada a concentraciones de 30 - 35 % de amina, se considera el diseño de una torre de absorción con 20 bandejas. (GPSA, 2004)

Tasas de circulación de aminas

Las tasas de circulación para sistemas de aminas pueden ser determinadas a partir de los caudales de gas ácido seleccionando, una concentración de solución y una carga de gas de entrada.

Se pueden utilizar la siguiente ecuación:

$$L_{DEA} = \frac{192 * Q_{gas} * X_{Amina}}{c * \rho * A_L} \quad \text{ECUACIÓN (3.1)}$$

Donde:

L_{DEA} = Caudal de circulación de la amina en GPM

Q_{gas} = Caudal del gas de entrada en MMSCFD

X_{Amina} = Fracción de CO₂ presente en el gas natural

c = Fracción en peso de amina (35%)DEA

ρ = Densidad de la solución en LPG

A_L = Carga de gas ácido en $\frac{\text{moles gas ácido}}{\text{moles amina}}$

Calor del reboiler

Estas soluciones de amina reaccionan con el hidrógeno. sulfuro y dióxido de carbono para formar una sal. El proceso de absorción de los gases ácidos genera calor, Según el balance de calor en la columna esta dado por la relación:

$$Q_{reb} = Q_{amina\ pobre} + Q_{cond} + Q_{CO2} \quad \text{ECUACIÓN (3.2)}$$

Donde:

$$Q_{reb} = \text{Calor del reboiler en MMBTU/H}$$

$$Q_{amina\ pobre} = \text{Calor de la amina en MMBTU/H}$$

$$Q_{cond} = \text{Calor del condensador en MMBTU/H}$$

$$Q_{CO2} = \text{Calor del dióxido de carbono en MMBTU/H}$$

De manera simplificada se puede obtener de la siguiente ecuación

$$Q_{reb} = 60.000L_{DEA} \quad \text{ECUACIÓN (3.3)}$$

Los rangos típicos de temperatura del re-hervidor son los siguientes:

- Caldero MEA: 225–260°F
- Re-hervidor DEA: 230–250°F

Para propósitos de diseño, se puede utilizar un extractor que funcione a 10 psig (69 kPa). se supone que es 245°F, para 20% MEA, y 250°F para 35% DEA.

Stripper (Regenerador de aminas)

Utiliza el calor del hervidor para revertir las reacciones químicas con CO₂ y genera vapor, normalmente opera a 10 – 15 Psig, incluye 18 platos, el reboiler y el condensador de cabeza. Por tanto, la cantidad de agua se puede aproximar suponiendo que todo el calor se utiliza para generar vapor. (Mothakab, 2010):

$$W_{H_2O} = \frac{Q_{reb}}{\lambda} \quad \text{ECUACIÓN (3.4)}$$

Donde:

$W_{H_2O} = \text{Flujo de vapor de agua en lbs/h}$

$\lambda = \text{Calor latente de vaporización de agua en BTU/lb}$

La tasa de vapor en cabeza se puede aproximar a partir del cálculo del vapor generado en el hervidor (Ecuación 3.5) y restando la cantidad de vapor condensado al elevar la amina desde su temperatura de entrada al rehervidor a la temperatura y cantidad de vapor condensado vaporizando los gases ácidos.

$$W_{corriente} = \frac{Q_{Reb} - (Q_{ap} - Q_{ar} + Q_{ga})}{\lambda} \quad \text{ECUACIÓN (3.5)}$$

Donde:

$W_{corriente} = \text{Tasa de vapor de agua en cabeza } \left(\frac{lb}{h}\right)$

$Q_{Reb} = \text{Calor de reboiler en MMBTU/H}$

$Q_{ap} = \text{Calor de la amina pobre en MMBTU/H}$

$Q_{ar} = \text{Calor de la amina rica en MMBTU/H}$

$Q_{ga} = \text{Calor del gas ácido en MMBTU/H}$

Un método más sencillo, que da como resultado un tamaño ligeramente mayor, para el condensador (menos del 5%), es suponer que el calor del condensador es igual al calor del regenerador menos la suma del calor necesario para elevar la amina desde la temperatura de entrada del separador hasta la temperatura del regenerador y calor de reacción de los gases ácidos.

La configuración de la temperatura/reflujo de salida del condensador puede estimarse con la presión del tambor, (0–5 psig) menor que la presión de

funcionamiento presión del regenerador, la cantidad de los vapores que salen del condensador se pueden calcular como sigue:

$$V_R = \frac{(P_R + 14,7) * AG}{(P_R + 14,7) - PP_{H2O}} \quad \text{ECUACIÓN (3.6)}$$

Donde:

$$V_R = \text{Flujo molar de vapor saliendo del condensador (lb} \frac{\text{mol}}{\text{h}})$$

$$P_R = \text{Presión del tambor en psig}$$

$$AG = \text{Cantidad de moles de gás acido por dia}$$

$$PP_{H2O} = \text{Presión parcial del agua en la salida del condensador en psia}$$

Utilice una temperatura de la bandeja superior de 210°F (100°C) como una primera suposición, y calcular la cantidad de calor para enfriar los moles de vapor que salen del condensador de 210°F (100°C)

El calor restante del condensador superior se utiliza en la condensación de vapor, la cantidad de reflujo se puede calcular de la siguiente manera:

$$W_r = \frac{3600 * (Q_{cond} - Q_r)}{(h_s - h_L)} \quad \text{ECUACIÓN (3.7)}$$

Donde:

$$W_r = \text{tasa de reflujo en lb/H}$$

$$Q_{cond} = \text{Calor del condesador en BTU/H}$$

$$h_s = \text{Entalpía de la corriente en el tope (} \frac{\text{BTU}}{\text{lb}})$$

$$Q_r = \text{Calor para enfriar los vapores de cabeza (} \frac{\text{BTU}}{\text{H}})$$

$$h_L = \text{Entalpía de agua condensada (} \frac{\text{BTU}}{\text{lb}})$$

Intercambiadores de aminas ricas/pobre

Estos intercambiadores suelen ser de carcasa y tubos, el objetivo de estos intercambiadores es reducir la tarea del regenerador recuperando parte del valor sensible calor de la amina pobre.

$$q_{DEA} = 500 * L_{DEA} * SG_{DEA} * C_{DEA} * \Delta T \quad \text{ECUACIÓN (3.8)}$$

Donde:

q_{DEA} = Calor del intercambiador DEA en BTU/H

L_{DEA} = Tasa de circulación de DEA en GPM

SG_{DEA} = Gravedad específica de DEA

C_{DEA} = Calor específico de la DEA en $\frac{BTU}{lb^{\circ}F}$

ΔT = Cambio de temperatura de la amina en $^{\circ}F$

Enfriador de amina

El control adecuado de la temperatura de la amina pobre a la entrada del absorbente es esencial para la eficiencia de operación de cualquier planta de aminas. La amina pobre que ingresa al absorbente debe ser aproximadamente 10°F (5°C) más caliente que el gas ácido que ingresa al absorbente.

$$q_{enfriador} = \frac{L_{LA} * SG * C_{PLA} * (T_s - T_e)}{3600} \quad \text{ECUACIÓN (3.9)}$$

Donde:

$q_{enfriador}$ = Calor para enfriar la amina pobre en BTU/H

L_{LA} = Circulación de la amina pobre en GPM

SG = Gravedad específica de la amina pobre

C_{PLA} = Calor específico de la amina pobre en BTU/lb

$T_s, T_e =$ Temperaturas de salida y entrada en intercambiador de calor en °F

Bombas de solución de amina

Una gran parte de la demanda de energía de una planta de aminas es creada por las bombas de solución de amina. Por lo general, una bomba de refuerzo y una bomba de circulación principal están incluidos en el proceso de amina.

La bomba de refuerzo, situada aguas abajo del decapante de aminas, proporciona suficiente carga, normalmente 25–40 psi

Los caballos de fuerza para la bomba de refuerzo se pueden estimar de la siguiente manera:

$$BHP = \frac{\Delta P * L_{LA}}{1714 * e} \quad \text{ECUACIÓN (3.10)}$$

Donde:

$BHP =$ Potencia de la bomba en HP

$\Delta P =$ Caída de presión en psi

$L_{LA} =$ Tasa de circulación de la amina pobre en GPM

$e =$ eficiencia de la bomba (0,65)

La potencia de la bomba de circulación puede ser estimada usando la misma fórmula pero el diferencial requerido para elevar la presión es 1000 psia, un aproximado a la diferencia entre la presión de funcionamiento del tanque de compensación hasta el presión de funcionamiento del contactor.

Capítulo 4 PARTE PRÁCTICA Y SIMULACIÓN CON HYSYS 8.8V

4.1. CÁLCULO DE PARÁMETROS DE ENDULZAMIENTO POR EL MÉTODO ANALÍTICO EN LA PLANTA CARRASCO

- Determinación del tipo de proceso:

$$\%CO_2 \text{ entrada} = 1,55\% \text{ (Ver Tabla 3.3)}$$

$$P_{\text{parcial } CO_2 \text{ entrada}} = (1175 \text{ Psig} + 14,7 \text{ psi}) * \frac{1,55\%}{100\%} \text{ (Ver Tabla 3.3.)}$$

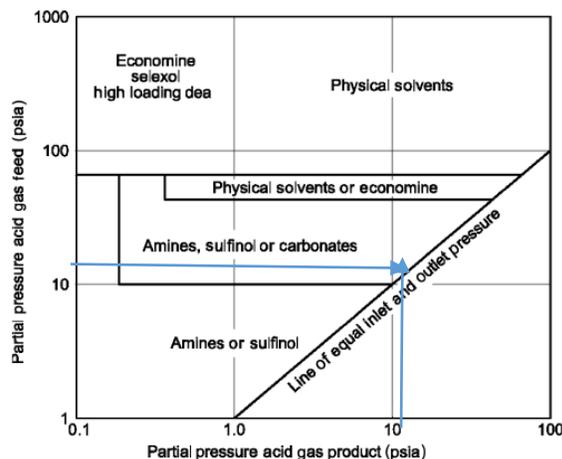
$$P_{\text{parcial } CO_2 \text{ entrada}} = 18,6 \text{ PSI}$$

$$\%CO_2 \text{ salida} = 1,11\%$$

$$P_{\text{parcial } CO_2 \text{ salida}} = (1175 \text{ Psig} + 14,7 \text{ psi}) * \frac{1,11\%}{100\%}$$

$$P_{\text{parcial } CO_2 \text{ salida}} = 13,32 \text{ PSI}$$

FIGURA 4.1 DETERMINACIÓN DEL TIPO DE PROCESO



Fuente: Gas Sweetening and processing field manual, 2010

Según la gráfica el proceso a aplicar corresponde a endulzamiento con aminas, sulfinol o carbonatos.

- Caudal de circulación de DEA (Dato de la planta Carrasco, ver Tabla 3.3)

$$L_{DEA} = 197 \text{ GPM}$$

- Energía del reboiler

$$q_{reb} = 60.000 * L_{DEA} \left(\frac{BTU}{h} \right)$$

$$q_{reb} = 60.000 * 197$$

$$q_{reb} = 11,82 \frac{MMBTU}{H}$$

- Balance de Energía en el absorbedor

Por consideraciones técnicas:

- a) La temperatura de la amina pobre de entrada es 10°F mayor a la temperatura de la absorbidora

$$T_{amina\ pobre} = T_{abs} + 10^{\circ}F$$

$$T_{amina\ pobre} = 130^{\circ}F + 10^{\circ}F$$

$$T_{amina\ pobre} = 140^{\circ}F$$

- b) La temperatura del gas de salida se asume en 5°F mayor a la temperatura de la amina pobre.

$$T_{salida\ gas} = T_{amina\ pobre} + 5^{\circ}F$$

$$T_{salida\ gas} = 140^{\circ}F + 5^{\circ}F$$

$$T_{salida\ gas} = 145^{\circ}F$$

Determinación del calor de reacción del CO₂ absorbido:

$$Moles\ Absorbidos_{CO_2} = \frac{15 \times 10^6 \text{ SCFD} * 0,0155}{379,5 \text{ SCF/mol}}$$

$$Moles\ Absorbidos_{CO_2} = 613,08 \frac{moles\ CO_2}{dia}$$

Hallando los moles de DEA que circulará:

$$\text{Moles DEA} = 197 \frac{\text{Galones}}{\text{minutos}} * 8,71 \frac{\text{lbs}}{\text{gal}} * 0,40 \frac{\text{lbs DEA}}{\text{lbs sol}} * \frac{1 \text{ mol}}{105,14 \text{ lbs DEA}}$$

$$* 1440 \frac{\text{minutos}}{1 \text{ dia}}$$

$$\text{Moles DEA circulando} = 8204,92 \frac{\text{DEA}}{\text{dia}}$$

$$\text{Carga} \frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles DEA}} = \frac{613,08 \text{ moles CO}_2}{8204,92 \text{ moles DEA}}$$

$$\text{Carga} \frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles DEA}} = 0,08$$

Para el calor de reacción usamos la siguiente tabla:

TABLA 4.1 CALOR DE REACCIÓN DE CO₂ EN SOLUCIONES DE DEA

Table 1-5 Heat of reaction of CO₂ in DEA solutions

Mole Ratio CO ₂ /DEA	J/kg	Btu/lbs CO ₂
35 Weight Percent DEA		
0.2	1,730,000	744
0.4	1,479,000	636
0.5	1,310,000	563
0.6	1,140,000	490
0.8	907,000	390
25 Weight Percent DEA		
0.2	1,593,000	685
0.4	1,384,000	595
0.6	1,103,000	474
0.8	889,000	382

Fuente: Gas Sweetening Manual, 2010

$$\text{Calor de reacción CO}_2 = 613,08 \frac{\text{moles CO}_2}{\text{dia}} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hrs}} * \frac{44 \text{ lbs CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} * \frac{744 \text{ BTU}}{\text{lb CO}_2}$$

$$\text{Calor de reacción CO}_2 = 0,84 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

- Cálculo de la temperatura de salida de la DEA en el absorbedor:

$$\text{Flujo másico de Gas} = \frac{15 \text{ MMSCFD} * 0,6517 * 28,96 \text{ lb/mol}}{24 \text{ hrs} * 379,5 \frac{\text{SFC}}{\text{mol}}} * 1 \text{ dia}$$

$$\text{Flujo másico de Gas} = 31082,40 \frac{\text{lbs}}{\text{h}}$$

- Cálculo del calor ganado por la corriente de gas ($C_p \text{ gas} = 0,65$ BTU/LBS-°F)

$$Q_{\text{ganado gas}} = 31082,40 \frac{\text{lbs}}{\text{h}} * 0,65 \frac{\text{BTU}}{\text{lbs} * ^\circ\text{F}} * (145^\circ\text{F} - 130^\circ\text{F})$$

$$Q_{\text{ganado gas}} = 0,30 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

- Calor ganado para la amina de salida (Considerando pérdida 5%)

$$Q_{\text{ganado amina}} = 0,84 * (1 - 0,05) - 0,46 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

$$Q_{\text{ganado amina}} = 0,49 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

Para la temperatura de la amina rica se tiene:

$$T_{\text{amina rica}} = 0,49 * \frac{10^6 \text{BTU}}{\text{H}} \frac{1}{197 \frac{\text{gal}}{\text{minutos}} * 8,71 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} * 60 \frac{\text{minutos}}{\text{h}} * 915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ\text{F}}} + 140^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{amina rica}} = 145,22^\circ\text{F}$$

- Diseño preliminar Tanque Flash

$$\text{Flasheo } \text{CO}_2 \text{ max} = \frac{613,08 \text{ mol } \frac{\text{CO}_2}{\text{dia}} * \frac{44 \text{ lbs } \text{CO}_2}{\text{mol } \text{CO}_2}}{1 \text{ dia}} \frac{1}{1440 \text{ minutos}}$$

$$\text{Flasheo } \text{CO}_2 \text{ max} = 18,73 \text{ lbs/min}$$

- Intercambiador amina rica – amina pobre:

$$\text{Flujo amina pobre} = 197 \frac{\text{Gal}}{\text{minuto}} * 8,71 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} * 60 \frac{\text{min}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo amina pobre} = 102952,2 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo amina rica} = 102952,2 + 613,08 \frac{\text{moles } CO_2}{\text{dia}} * \frac{1 \text{ dia}}{24h} * \frac{44 \text{ lbs } CO_2}{1 \text{ mol } CO_2}$$

$$\text{Flujo amina rica} = 104076,19 \frac{\text{lb}}{h}$$

Asumiendo temperatura recomendada en el reboiler de 250°F y un diferencial de 30°F

$$T_{\text{amina rica entrada}} = 145,22^\circ F$$

$$T_{\text{amina rica salida}} = 250^\circ F - 30^\circ F = 220^\circ F$$

- Cálculo de la temperatura de salida para amina pobre:

$$T_{\text{amina pobre salida}} = 250^\circ F + (220^\circ F - 145,22^\circ F) * \frac{104076,19 \frac{\text{lb}}{h}}{102952,2 \frac{\text{lb}}{h}}$$

$$T_{\text{amina pobre salida}} = 174,40^\circ F$$

- Energía producida por el intercambiador de calor

$$Q_{IC} = 104076,19 \frac{\text{lb}}{h} * 0,915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ F} * (220 - 145,22)^\circ F$$

$$Q_{IC} = 7,12 \frac{\text{MMBTU}}{H}$$

- Temperatura de operación de la torre desorbedora y stripper

$$T_{\text{cond}} = 90^\circ F + T_{\text{ambiente}}$$

$$T_{\text{cond}} = 90^\circ F + 90^\circ F$$

$$T_{\text{cond}} = 180^\circ F$$

De tablas, la presión parcial de agua a 130°F es de 2,22 psia con una presión en el stripper de 10 psig, por lo tanto en presión absoluta es de 24,7 Psia.

- Salida de flujo de condensado

$$V_R = \frac{P_{stripper} * \text{moles abs } CO_2}{P_{stripper} - P_{H_2O}}$$

$$V_R = \frac{24,7 \text{ psia} * 613,08 \text{ moles } CO_2/\text{dia}}{(24,7 - 2,22)\text{psia}}$$

$$V_R = 673,63 \text{ moles } \frac{H_2O}{\text{dia}}$$

$$V_{Corriente} = \frac{(673,63 - 613,08)\text{moles}}{\text{dia}}$$

$$V_{Corriente} = 60,54 \frac{\text{mol}}{\text{dia}}$$

$$W_{H_2O} = 60,54 \frac{\text{mol}}{\text{dia}} * 18 \frac{\text{lb}}{\text{mol}} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}}$$

$$W_{H_2O} = 45,408 \frac{\text{lb}}{\text{dia}} \text{ (Pérdida de condensado)}$$

- Energía del condensador y tasa de reflujo

$$Q_{reb} = Q_{amina \text{ pobre}} + Q_{cond} + Q_{CO_2}$$

$$Q_{amina \text{ pobre}} = 102952,2 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * 0,915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ\text{F}} * (250 - 220)^\circ\text{F}$$

$$Q_{amina \text{ pobre}} = 2,83 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

$$Q_{cond} = 11,82 - 2,83 - 0,84$$

$$Q_{cond} = 8,16 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

- Calculando el calor necesario para enfriar el gas CO₂, asumiendo la temperatura de plato superior de 257°F (diseño) y temperatura del condensador

$$Q_{enfriar\ CO_2} = 613,08 \text{ mol} \frac{CO_2}{\text{dia}} * \frac{44 \text{ lb } CO_2}{\text{mol } CO_2} * 0,65 \frac{BTU}{\text{lb} * ^\circ F} * (257 - 180)^\circ F$$

$$Q_{enfriar\ CO_2} = 0,06 \frac{MMBTU}{H}$$

- Calculando el reflujo de agua, Tomamos dato de 1149,7 BTU/lb

$$W_{reflujo} = \frac{(8,16 - 0,06)MMBTU}{(1149,7 - 180)BTU/lb}$$

$$W_{reflujo} = 8354,61 \frac{lb}{H}$$

- Cálculo de los vapores de tope de la desorbedora

$$V_{TOP} = \frac{(45,408 + 8354,61)lb/h}{18 \text{ lb/mol}} * 1 \frac{\text{dia}}{24 \text{ h}} + 613,08 \text{ mol } CO_2/\text{dia}$$

$$V_{TOP} = 11813,10 \text{ moles tope /dia}$$

Para la cantidad de moles de H₂O al día

$$\text{moles} \frac{H_2O}{\text{dia}} = 11813,10 \text{ moles} \frac{\text{tope}}{\text{dia}} - 613,08 \text{ mol } CO_2/\text{dia}$$

$$\text{Cantidad de Agua} = 11200,02 \text{ moles} \frac{H_2O}{\text{dia}}$$

- Presión parcial de vapor en el Tope (Pop stripper =24,7 psia)

$$PP_{TOP} = \frac{11200,02 \text{ moles } H_2O/\text{dia}}{11813,10 \text{ moles Tope}} * 24,7 \text{ Psia}$$

$$PP_{TOP} = 23,42 \text{ psia}$$

Interpolando de la tabla:

TABLA 4.2 PROPIEDADES DE VAPOR - LIQUIDOS DEL AGUA

Table 1-7 Properties of dry saturated steam—cont'd

Temp. (°F) t	Abs. Pres. (psia) P	SPECIFIC VOLUME (CU FT/LBS)			ENTHALPY (BTU/LBS)			ENTROPY (BTU/LBS)			Temp. (°F) t
		Sat. Liquid V _f	Evap. V _{fg}	Sat vapor V _g	Sat. Liquid h _f	Evap. h _{fg}	Sat. Vapor h _g	Sat. Liquid s _f	Evap. s _{fg}	Sat. Vapor s _g	
200	11.526	0.01663	33.62	33.64	167.99	977.9	1145.9	0.2938	1.4824	1.7762	200
210	14.123	0.01670	27.80	27.82	178.05	971.6	1149.7	0.3090	1.4508	1.7598	210
212	14.696	0.01672	26.78	26.80	180.07	970.3	1150.4	0.3120	1.4446	1.7566	212
220	17.186	0.01677	23.13	23.15	188.13	965.2	1153.4	0.3239	1.4201	1.7440	220
230	20.780	0.01684	19.365	19.382	198.23	958.8	1157.0	0.3387	1.3901	1.7288	230
240	24.969	0.01692	16.306	16.323	208.34	952.2	1160.5	0.3531	1.3609	1.7140	240
250	29.825	0.01700	13.804	13.821	216.48	945.5	1164.0	0.3675	1.3323	1.6998	250
260	35.429	0.01709	11.746	11.763	228.64	938.7	1167.3	0.3817	1.3043	1.6860	260
270	41.858	0.01717	10.044	10.061	238.84	931.8	1170.6	0.3958	1.2769	1.6727	270
280	49.203	0.01726	8.628	8.645	249.06	924.7	1173.8	0.4096	1.2501	1.6597	280
290	57.556	0.01735	7.444	7.461	259.31	917.5	1176.8	0.4234	1.2238	1.6472	290
300	67.013	0.01745	6.449	6.466	269.59	910.1	1179.7	0.4369	1.1980	1.6350	300
310	77.68	0.01755	5.609	5.625	279.92	902.6	1182.5	0.4504	1.1727	1.6231	310
320	89.66	0.01765	4.896	4.914	290.28	894.9	1185.2	0.4637	1.1478	1.6115	320
330	103.06	0.01776	4.269	4.307	300.68	887.0	1187.7	0.4769	1.1233	1.6002	330
340	118.01	0.01787	3.770	3.788	311.13	879.0	1190.1	0.4900	1.0992	1.5891	340
350	134.63	0.01799	3.324	3.342	321.63	870.7	1192.3	0.5029	1.0754	1.5783	350
360	153.04	0.01811	2.939	2.957	332.18	862.2	1194.4	0.5158	1.0519	1.5677	360
370	173.37	0.01823	2.606	2.625	342.79	853.5	1196.3	0.5286	1.0287	1.5573	370
380	195.77	0.01836	2.317	2.335	353.45	844.6	1198.1	0.5413	1.0059	1.5471	380
390	220.37	0.01850	2.0651	2.0836	364.17	835.4	1199.6	0.5539	0.9832	1.5371	390

Fuente: Gas Sweetening Manual, 2010

$$\frac{230^{\circ}F - X}{230^{\circ}F - 240^{\circ}F} = \frac{(20,78 - 23,42)psia}{(20,78 - 24,97) psia}$$

$$X = 236,3^{\circ}F$$

Recalculando para Vtop:

$$Q_{enfriar CO2} = 613,08 \text{ mol} \frac{CO2}{dia} * \frac{44 \text{ lb } CO2}{mol CO2} * 0,65 \frac{BTU}{lb * ^{\circ}F} * (236 - 180)^{\circ}F$$

$$Q_{enfriar CO2 real} = 0,041 \frac{MMBTU}{H}$$

$$W_{reflujo} = \frac{(8,16 - 0,041)MMBTU}{(1149,7 - 180)BTU} lb$$

$$W_{reflujo real} = 8370,2 \frac{lb}{H}$$

$$V_{TOP} = \frac{(8370,2 + 45,408)lb/h}{18 \text{ lb/mol}} * 1 \frac{dia}{24 \text{ h}} + 613,08 \text{ mol } CO2/dia$$

$$V_{TOP real} = 11833,90 \text{ (moles tope /dia)}$$

Para la cantidad de moles de H₂O al dia

$$\text{moles} \frac{H2O}{dia} = 11833,90 \text{ moles} \frac{tope}{dia} - 613,08 \text{ mol } CO2/dia$$

$$\text{Cantidad de Agua} = 11220,82 \text{ moles } \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{dia}}$$

$$PP_{TOP} = \frac{11220,82 \text{ moles H}_2\text{O}/\text{dia}}{11833,90 \text{ moles Tope}} * 24,7 \text{ Psia}$$

$$PP_{TOP} = 23,42 \text{ psia}$$

Siguiendo la iteración:

$$\frac{230^\circ\text{F} - X}{230^\circ\text{F} - 240^\circ\text{F}} = \frac{(20,78 - 23,42) \text{ psia}}{(20,78 - 24,97) \text{ psia}}$$

$$X = 236,3^\circ\text{F}$$

- Acumulador de reflujo

$$V_{\text{liquido}} = 8370,2 \text{ lb H}_2\text{O}/\text{H}$$

$$V_{\text{vapor}} = 673,63 \text{ lb H}_2\text{O}/\text{H}$$

$$P_{op} = 10 \text{ psig y } T_{op} = 130^\circ\text{F}$$

- Energía para enfriar la amina pobre

$$Q_{enf \text{ amina pobre}} = 102952,2 \frac{\text{lb}}{\text{H}} * 0,915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * (174,40 - 140)^\circ\text{F}$$

$$Q_{enf \text{ amina pobre}} = 3,24 \frac{\text{MMBTU}}{\text{H}}$$

- Potencia de Bombeo: Asumimos 10 psi para el intercambiador amina pobre/amina rica, 10 psi para amina enfriada, 5 psi para filtros y 15 psi por pérdidas de tuberías (Consideraciones de diseño de Gas Sweetening Processing Field manual, además eficiencia = 0,65)

$$BHP = \frac{\Delta P * L_{LA}}{1714e}$$

$$BHP = \frac{40 \text{ psia} * 197 \text{ GPM}}{1714 * 0,65}$$

$$BHP = 7,1 \text{ HP}$$

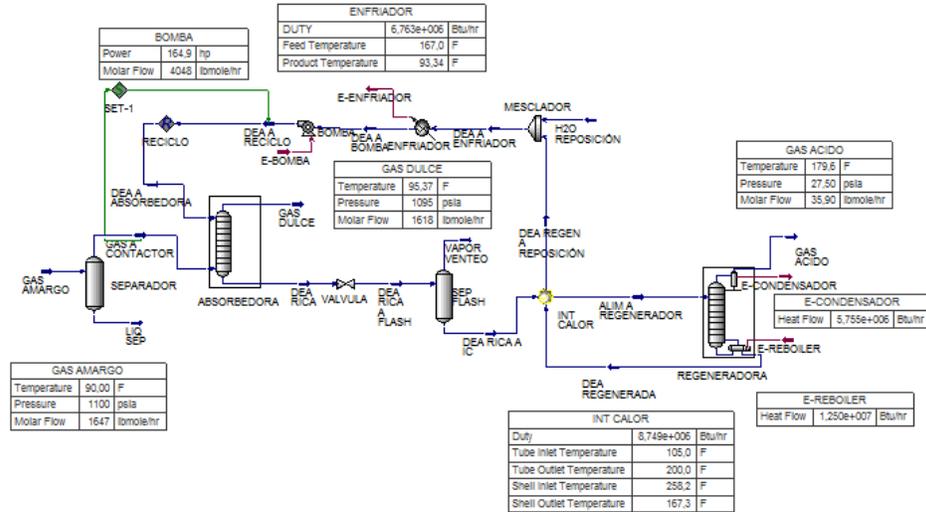
- Circulación para la bomba: Se asume por diseño 1000 Psia

$$BHP = \frac{1000 \text{ psia} * 197 \text{ GPM}}{1714 * 0,65}$$

$$BHP = 176,82 \text{ HP}$$

- Los resultados de la simulación son los siguientes:

FIGURA 4.2 RESULTADO - SIMULACIÓN DE LA PLANTA CARRASCO



Fuente: Simulador HYSYS 8.8

Comparando los datos prácticos y simulados se tiene la siguiente tabla:

TABLA 4.3 COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS ENERGÉTICOS OBTENIDOS DE MANERA PRÁCTICA Y SIMULACIÓN CON HYSYS 8.8

Balance de energía (BTU/H)			
Parámetros	Método analítico	Simulación HYSYS 8.0	Diferencia (%)
E-Reboiler	1,182x10 ⁷	1,250x10 ⁷	5,753
E-Condensador	8,160x10 ⁶	5,755x10 ⁶	29,473
E-Intercam. Calor	7,120x10 ⁶	8,749x10 ⁶	22,879
E-Enfriador	3,240x10 ⁶	6,763x10 ⁶	52,092
E-Bomba (HP)	176,8	164,9	6,731

Fuente: Elaboración propia en base a datos recopilados

Según la tabla 4.3 la diferencia del 5.753% del consumo energético del Reboiler indica que la simulación predice un consumo energético ligeramente

superior al estimado analíticamente, lo cual podría deberse a una subestimación en el cálculo analítico o a la precisión del software en capturar ciertos fenómenos. Luego la energía que requiere el condensador tiene una diferencia del 29.473%, eso significa que el método analítico en comparación con la simulación es menos exacto ya que la simulación considera más variables al momento del cálculo. Para la cantidad de energía que necesita el Intercambiador de Calor la simulación predice un valor más alto en un 22.879%, lo que podría sugerir que la simulación está capturando más detalles del proceso de transferencia de calor que el modelo analítico no considera. Para el requerimiento del Enfriador la diferencia del 52.092% es notable, indicando una posible subestimación significativa en el modelo analítico. La simulación parece prever un consumo energético mucho mayor para el enfriador. Para el requerimiento de potencia de la Bomba (HP) existe una diferencia menor del 6.731% sugiere que ambos métodos están bastante alineados en la predicción del requerimiento energético de la bomba, indicando que el método analítico es razonablemente preciso para este parámetro.

4.2. BALANCE DE MATERIA EN LOS PRINCIPALES EQUIPOS PARA CUANTIFICAR EL NUEVO CAUDAL DE PROCESAMIENTO Y CONCENTRACIÓN DEL SOLVENTE HÍBRIDO

Balance de materia.

Para el balance solo se consideraron los equipos que provocan modificaciones al flujo másico en el proceso, los cuales son:

- Separador de gas amargo
- Torre absorbedora (Contactora)

Los equipos que no se incluyeron en el balance de materia fueron:

- Intercambiador de Calor DEA rica/DEA pobre
- Enfriador de DEA pobre
- Bomba de recirculación de DEA

TABLA 4.4 CROMATOGRAFIA DE LA CORRIENTE DE ENTRADA GAS AMARGO PLANTA CARRASCO

COMPOSICIÓN	% MOLAR	FRACCIÓN MOLAR	PESO MOLAR GAS	PESO MOLAR MEZCLA g/mol
N ₂	0,3579	0,003579	28,0134	0,100101
CO ₂	1,5511	0,015511	44,01	0,681807
C1	91,9180	0,919180	16,043	14,746164
C2	6,0898	0,060898	30,07	1,8154301
C3	0,1283	0,001283	44,097	0,056159
i-C4	0,0016	0,000016	58,123	0,000649
n-C4	0,0022	0,000022	58,123	0,000914
i-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000168
n-C5	0,0003	0,000003	72,15	0,000113
n-C6	0,0005	0,000005	86,177	0,000364
TOTAL	100.0000	1.000000		17,401872

Fuente: YPFB, 2018

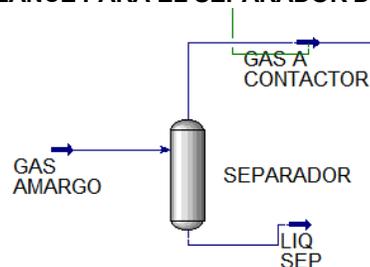
Conversión de flujo de Gas de Entrada

$$Q_{gas\ ent} = 15\ MMSCFD * \frac{1 \times 10^6\ SCF}{1\ MMSCFD} * \frac{1\ Lb\ mol\ GN}{379,6\ SCF} * \frac{1\ dia}{24\ Hr}$$

$$Q_{gas\ ent} = 1646,47 \frac{lb - mol}{hr}$$

- **Balance del separador de entrada**

FIGURA 4.3 BALANCE PARA EL SEPARADOR DE ENTRADA



Donde:

$n_1 = \text{Flujo molar gas amargo en lb} - \text{mol/h}$

$n_2 = \text{Flujo molar gas a contactora en lb} - \text{mol/h}$

$n_3 = \text{Flujo molar liquidos separados en lb} - \text{mol/h}$

$$n_1 = n_2 + n_3 \text{ (Balance Global)}$$

Para un separador V-L los condensados se consideran licuables a partir del iC_4 , por lo que podemos estimar la fase vapor comprendida por la suma de fracciones másicas del C_1 hasta C_3 incluidos los gases N_2 y CO_2 .

$$\sum X_{fase\ vapor} = 0,9992$$

$$n_1 = n_1 * x_{vapor} + n_1 * x_{liquidos} \text{ (Balance Particular)}$$

Por lo tanto:

$$n_2 = n_1 * x_{vapor} = 1646,47 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} * 0,9992$$

$$n_2 = 1645,15 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

$$n_3 = n_1 - n_2 = (1646,47 - 1645,15) \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

$$n_3 = 1,32 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

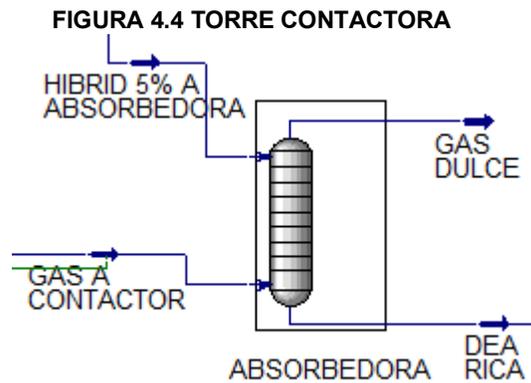
- **Balance de la torre contactora**

Para hallar la densidad de la solución ($67,75 \text{ lb/ft}^3 \rightarrow 10,87 \text{ LPG}$)

Conversión de flujo de amina híbrida a lb/h

$$\text{Flujo de solución} = 197 \frac{\text{Gal}}{\text{minuto}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} * \frac{10,87 \text{ lb}}{1 \text{ gal}}$$

$$\text{Flujo de solución híbrida} = 4028 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$



Fuente: Simulador HYSYS 8.0

Donde:

$$n_4 = \text{Flujo molar solución híbrida} \left(\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right) \text{ (Datos calculado)}$$

$$n_2 = \text{Flujo molar gas a contactora en} \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \text{ (Dato anterior)}$$

$$n_5 = \text{Flujo molar gas dulce en} \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

$$n_6 = \text{Flujo molar DEA rica en} \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

$$n_4 + n_2 = n_5 + n_6 \text{ (Balance Global Entradas = Salidas)}$$

Balance particular para CO₂

$$n_4 * x_{4CO_2} + n_2 * x_{2CO_2} = n_5 * x_{5CO_2} + n_6 * x_{6CO_2}$$

Donde:

$$x_{4CO_2} = 0,0275 \text{ (Dato en F. molar} \rightarrow 0,0158)$$

$$x_{5CO_2} = \text{Es igual a 0 (Dato de la simulación)}$$

$$x_{6CO_2} = 0,022 \text{ (Dato de la simulación)}$$

Reemplazando:

$$n_4 + n_2 = n_5 + n_6$$

$$4028 + 1645,15 = n_5 + n_6$$

$$4028 * 0,0158 + 1645,15 * 0,0155 = n_5 * 0 + n_6 * 0,022$$

Resolviendo ambas incógnitas:

$$n_6 = 4053,12 \frac{lb - mol}{h}$$

$$n_5 = 1616,98 \frac{lb - mol}{h}$$

Balance particular para $Ca(OH)_2$ (Balance en Fracción molar)

$$n_4 * x_{4Ca(OH)_2} + n_2 * x_{2Ca(OH)_2} = n_5 * x_{5Ca(OH)_2} + n_6 * x_{6Ca(OH)_2}$$

Donde:

$$x_{2Ca(OH)_2} = \text{Es igual a 0 (Gas de entrada no tiene solvente)}$$

$$x_{5Ca(OH)_2} = \text{Es igual a 0 (Gas dulce no tiene solvente)}$$

$$x_{6Ca(OH)_2} = \text{En DEA rica} = 0,0308 \text{ (Dato simulación)}$$

Ahora:

$$4028 * x_{4Ca(OH)_2} + 1645,15 * 0,0 = n_5 * 0 + 4053,12 * 0,0308$$

$$x_{4Ca(OH)_2} = 0,03099 \text{ (Convertir a fracción en masa)}$$

$$0,03099 \text{ moles de } Ca(OH)_2 * \frac{74,1 \text{ g } Ca(OH)_2}{1 \text{ mol de } Ca(OH)_2} = 2,30 \text{ g } Ca(OH)_2$$

Para la solución de DEA (35%)

$$\text{moles DEA sol} = 0,35 * 105,14 \frac{g}{mol} \text{ DEA} + 0,65 * 18 \frac{g}{mol} \text{ Agua}$$

$$= 48,49 \text{ g DEA} \frac{\text{sol}}{\text{mol}}$$

$$(1 - 0,0309) \text{ mol DEA sol} * \frac{48,49 \text{ g DEA sol}}{1 \text{ mol DEA sol}} = 46,99 \text{ g DEA}$$

$$\%Ca(OH)_2 = \frac{2,3\text{ g}}{2,3\text{ g} + 46,99\text{ g}} * 100\% = 4,67\%$$

$$\%Ca(OH)_2 = 4,67\%$$

FIGURA 4.5 BALANCE DE MATERIA TORRE CONTACTORA SIMULACIÓN

	@COL1	@COL1	@COL1	@COL1
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [F]	95,00	90,00	95,34	100,6
Pressure [psia]	1095	1100	1095	1100
Molar Flow [lbmole/hr]	4028	1647	1618	4057
Mass Flow [lb/hr]	1,023e+005	2,866e+004	2,749e+004	1,035e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6754	6258	6146	6866
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,321e+005	-3,483e+004	-3,276e+004	-1,323e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-48,72	-28,79	-29,11	-48,36
Heat Flow [Btu/hr]	-5,322e+008	-5,737e+007	-5,302e+007	-5,365e+008

Fuente: Elaborado en base a la Simulación con HYSYS 8.0

Comparando los resultados del balance de materia tenemos:

TABLA 4.5 COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE BALANCE DE MATERIA Y CONCENTRACIÓN AMINA HÍBRIDA DE MANERA MANUAL Y CON LA SIMULACIÓN EN HYSYS

Balance de materia en Torre contactora (lo-bmol/h)

Parámetros	Método analítico	Simulación HYSYS 8.0	Diferencia (%)
Gas de entrada	1645,15	1647	0,11
Gas dulce	1616,98	1618	0,06
Híbrido 5%	4028,00	4028	0,00
DEA rica	4053,12	4057	0,09
Concentración Híbrido (%)	4,67%	5%	-

Fuente: Elaborado en base a datos calculados y extraídos de HYSYS 8.0

En la tabla 4.3. el gas de entrada, gas dulce, flujo de solvente híbrido, DEA rico y la concentración de $Ca(OH)_2$ presentan una diferencia menores al 1% tanto de los cálculos manuales y la simulación, esto indica que ambos métodos coinciden casi perfectamente, lo que sugiere que el método analítico manual es

bastante preciso, eso indica un bajo nivel de incertidumbre en el balance de materia de estos parámetros.

Ahora se procede a elaborar la cromatografía en las condiciones iniciales y con el solvente híbrido)

TABLA 4.6 CROMATOGRAFÍA CON LA PLANTA CARRASCO Y CON EL SOLVENTE HÍBRIDO

COMP	PLANTA DE AMINAS CARRASCO			PLANTA CON SOLVENTE HÍBRIDO		
	ENTRADA %MOL	SALIDA %MOL	FINAL %MOL	ENTRADA %MOL	SALIDA %MOL	FINAL %MOL
N ₂	0,3579	0,3632	0,3298	0,3579	0,3679	0,3662
CO ₂	1,5511	0,3047	1,3695	1,5511	0,0011	0,2585
C ₁	91,918	93,1052	92,0269	91,918	93,2797	93,0528
C ₂	6,0398	6,1028	6,1397	6,0398	6,1991	6,1726
C ₃	0,1283	0,1199	0,1299	0,1283	0,1488	0,1454
I-C ₄	0,0016	0,0012	0,0012	0,0016	0,0015	0,0015
N-C ₄	0,0022	0,0019	0,0019	0,0022	0,0019	0,0020
I-C ₅	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003
N-C ₅	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003
C ₆	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005
TOTAL	100,00	100,0000	100,0000	100,0000	100,0000	100,0000

Fuente: Datos calculados en base a datos de YPFB y datos simulados con HYSYS 8.0

Con el cálculo de la corriente final del Gas Natural, se tiene una reducción considerable del porcentaje molar de CO₂ desde 1,5511% hasta 0,2585%; por lo que se cumple con las especificaciones de contrato Compra-venta PETROBRAS y YPFB, ya que en la cláusula de entrega menciona que no debe contener más de 1,5% en volumen de CO₂, por lo tanto este proyecto aplicando la solución híbrida está acorde a las normativas vigentes.

4.3. ANALISIS COMPARATIVO PARA DETERMINAR CONDICIONES OPERATIVAS APROPIADAS, GRADO DE REMOCIÓN Y EFICIENCIA DEL SOLVENTE HÍBRIDO

DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL SOLVENTE HÍBRIDO

La eficiencia del solvente se refiere a su capacidad para absorber el componente objetivo (por ejemplo, CO₂ o H₂S) en comparación con la cantidad de solvente utilizada, bajo condiciones específicas de operación.

Para este apartado podemos usar la siguiente relación:

$$\text{Eficiencia de solvente híbrido} = \frac{\text{Cant. inicial CO}_2 - \text{Cant. final CO}_2}{\text{Cant. inicial CO}_2} * 100\%$$

- Hallando la cantidad inicial de CO₂

$$15 \text{ MMSCFD} * \frac{1,55 \text{ MMSCFD}}{100 \text{ MMSCFD}} = 0,2325 \text{ MMSFCD de CO}_2$$

- La cantidad final de CO₂ en la simulación es:
- Para la simulación con 3% de solución híbrida se tiene lo siguiente:

FIGURA 4.6 COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE LA ABSORBEDORA AL 3% DE SOLVENTE HÍBRIDO

	HIBRID 3% A ABSORBEDORA	GAS A CONTACTOR	GAS DULCE	DEA RICA
Conditions	Nitrogen	0,0000	0,0036	0,0036
Properties	CO2	0,0010	0,0155	0,0039
Compositions	H2S	0,0000	0,0000	0,0000
PF Specs	H2O	0,9145	0,0000	0,0016
	DEAmine	0,0743	0,0000	0,0000
	NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
	Methane	0,0000	0,9191	0,9288
	Ethane	0,0000	0,0607	0,0613
	Propane	0,0000	0,0010	0,0011
	i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
	Ca(OH)2*	0,0101	0,0000	0,0000

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

$$15 \text{ MMSCFD} * \frac{0,0039 \text{ MMSCFD}}{100 \text{ MMSCFD}} = 5,85 \times 10^{-4} \text{ MMSFCD de CO}_2$$

- Para la simulación con 5% de solución híbrida se tiene lo siguiente

FIGURA 4.7 COMPOSICIÓN DE LA TORRE ABSORBEDORA AL 5% DE SOLVENTE HÍBRIDO

	HIBRID 5% A ABSORBEDORA BSORBEDORA	GAS A CONTACTOR	GAS DULCE	DEA RICA
Nitrogen	0,0000	0,0036	0,0036	
CO2	0,0010	0,0155	0,0036	
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	
H2O	0,9145	0,0000	0,0016	
DEAmine	0,0743	0,0000	0,0000	
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	
Methane	0,0000	0,9191	0,9288	
Ethane	0,0000	0,0607	0,0613	
Propane	0,0000	0,0010	0,0011	
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	
Ca(OH)2*	0,0101	0,0000	0,0000	

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

$$15 \text{ MMSCFD} * \frac{0,0036 \text{ MMSCFD}}{100 \text{ MMSCFD}} = 5,4 \times 10^{-4} \text{ MMSFCD de CO}_2$$

- Para la simulación con 7% de solución híbrida se tiene lo siguiente

FIGURA 4.8 COMPOSICIÓN DE LA TORRE ABSORBEDORA AL 7% DE SOLVENTE HÍBRIDO

	HIBRID 7% A ABSOR	GAS A CONTACTOR	GAS DULCE	DEA RICA
Nitrogen	0,0000	0,0036	0,0036	0,0000
CO2	0,1211	0,0155	0,0087	0,1306
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,5180	0,0000	0,0009	0,5109
Ca(OH)2*	0,2780	0,0000	0,0000	0,2745
Methane	0,0830	0,0000	0,0000	0,0820
Ethane	0,0000	0,9191	0,9325	0,0018
Propane	0,0000	0,0607	0,0614	0,0002
i-Butane	0,0000	0,0010	0,0011	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DEAmine	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

$$15 \text{ MMSCFD} * \frac{0,0087 \text{ MMSCFD}}{100 \text{ MMSCFD}} = 1,3 \times 10^{-3} \text{ MMSFCD de CO}_2$$

Dentro de las simulaciones efectuadas con las concentraciones respectivas, se selecciona el valor óptimo obtenido de contenido de CO₂ en el gas dulce y es de aproximadamente cero, y esto corresponde a una concentración de aproximadamente 5% de amina híbrida que corresponde a $5,4 \times 10^{-4}$ MMSFCD de CO₂, por tanto se selecciona el valor óptimo obtenido lo cual indica un rendimiento muy eficiente en la captura de CO₂ durante el proceso de endulzamiento. La elección del solvente híbrido de Ca(OH)₂ se fundamenta en estos resultados, que muestran que con esta concentración se alcanza un equilibrio ideal entre la remoción de CO₂ y la eficiencia del proceso, asegurando un gas dulce que cumpla con las especificaciones de calidad.

Reemplazando en la fórmula:

$$Eficiencia\ de\ solvente\ híbrido = \frac{0,2325 - 0,00054}{Cant.\ inicial\ CO_2} * 100\%$$

$$Eficiencia\ de\ solvente\ híbrido\ (5\%) = 99,77\%$$

Esto significa que la eliminación de CO₂ es casi total, este nivel de eficiencia refleja que el proceso de endulzamiento llevado a cabo con el solvente híbrido es altamente eficaz, garantizando que el gas dulce resultante esté prácticamente libre de CO₂.

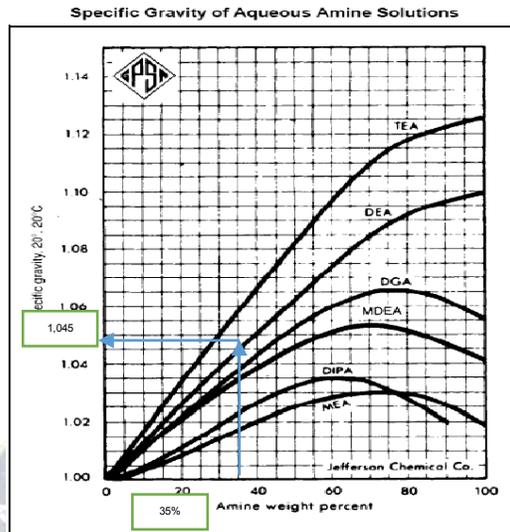
DETERMINACIÓN DEL GRADO DE REMOCIÓN

Lo determinación con la siguiente fórmula:

$$Remoción\ Gas\ ácido = \frac{31.72 * ML * \gamma_{solvente} * A\% \ peso}{PM_{solvente}}$$

- Para DEA al 35%

Figura 4.9 GRÁFICA DE DENSIDAD Y % DE AMINAS GPSA



Fuente: GPSA,2004

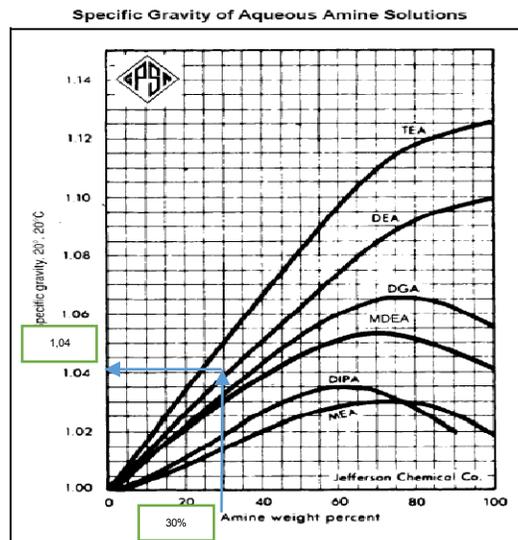
$$Rem. GA = \frac{31.72 * 0,5 * 1,045 * 35}{105,14}$$

$$Rem. GA = 5,517 \frac{scf Gas \acute{a}cido}{Gal de DEA}$$

- Para el solvente híbrido: 30% DEA y 5% Ca(OH)₂

La nueva densidad de la mezcla es:

Figura 4.10 GRÁFICA GRAVEDAD ESPECÍFICAS Y % DE AMINA



Fuente: GPSA,2004

La densidad al 30% es de 1,04 g/cm³

Ahora la solución tiene un 5% de Ca(OH)₂

$$\rho_{hibrida} = \frac{m_{total}}{v_{total}}$$

$$v_{total} = v_{DEA} + v_{Ca(OH)_2} + v_{agua}$$

$$v_{total} = \frac{m_{DEA}}{\rho_{DEA}} + \frac{m_{Ca(OH)_2}}{\rho_{Ca(OH)_2}} + \frac{m_{agua}}{\rho_{agua}}$$

$$v_{total} = \frac{0,30 * m_{total}}{1,04} + \frac{0,05 * m_{total}}{2,21} + \frac{0,65 * m_{total}}{1}$$

$$v_{total} = 0,9611 * m_{total}$$

$$\rho_{hibrida} = \frac{m_{total}}{0,9611 * m_{total}}$$

$$\rho_{hibrida} = 1,045$$

PM DEA híbrido

$$= 0,30 * 105,14 \frac{g}{mol} DEA + 0,65 * 18 \frac{g}{mol} Agua + 0,05$$

$$* 74,1 g/mol = 46,957 g DEA \frac{hibrid sol}{mol}$$

Reemplazando:

$$Rem. GA = \frac{31,72 * 0,5 * 1,045 * 30}{46,957}$$

$$Rem. GA = 10,538 \frac{scf Gas \acute{a}cido}{Gal de hibrid DEA}$$

En los cálculos respectivos se valida que la absorción en pies cúbicos estándar de gas ácido por galón de solvente DEA híbrido es mayor a lo que se emplea en la planta de aminas (10,538 > 5,517), por este motivo es conveniente emplear el solvente híbrido al 5% de Ca(OH)₂

De manera teórica podemos realizar el cálculo con el calculo analítico de 4,67% de concentración de Ca(OH)₂

$$Rem. GAt = \frac{31.72 * 0,467 * 1,045 * 30}{46,957}$$

$$Rem. GAt = 9,890 \frac{scf \text{ Gas ácido}}{Gal \text{ de hibrid DEA}}$$

DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERATIVAS APROPIADAS

Para este punto se hace una recopilación de los resultados de las principales variables de operación empleando diferentes concentraciones de 5% de Ca(OH)₂

- RESULTADOS EN TABLAS TORRE ABSORBEDORA PARA DIFERENTES CONCENTRACIONES DE AMINA HÍBRIDA

TABLA 4.7 PROPIEDADES CORRIENTE DE ENTRADA SEGÚN % AMINAS HÍBRIDAS

CORRIENTE DE ENTRADA – GAS A ABSORBEDORA			
	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (PSIA)	FLUJO MOLAR LBMOL/H
HIBRID 3%	90	1100	1647
HIBRID 5%	90	1100	1647
HIBRID 7%	90	1100	1647

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

Según la tabla 4.7. es evidente que la corriente que entra (Gas amargo) a la torre absorbedora se mantiene constante en sus principales parámetros.

TABLA 4.8 PROPIEDADES DE LA CORRIENTE DE SOLVENTE HÍBRIDO SEGUN DIFERENTES %

ENTRADA DE CORRIENTE - AMINA HIBRIDA			
	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (PSIA)	FLUJO MOLAR LBMOL/H
HIBRID 3%	95	1095	4031
HIBRID 5%	95	1095	4038
HIBRID 7%	95	1095	4051

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

Según la tabla 4.8 las condiciones de presión y temperatura no presenta alteraciones, ya que se trabajaron con las especificaciones de entrada de aminas, en este caso el flujo molar según el tipo de concentración se

incrementa ya que también se aumentó el %de Ca(OH)₂ en la soluciones respectivas.

TABLA 4.9 PROPIEDADES DE LA CORRIENTE DE GAS DULCE SEGUN % DE AMINAS HÍBRIDAS

CORRIENTE DE SALIDA - GAS DULCE			
	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (PSIA)	FLUJO MOLAR LBMOL/H
HIBRID 3%	95,34	1095	1618
HIBRID 5%	95,33	1095	1618
HIBRID 7%	95,39	1095	1619

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

En la tabla 4.9 se muestra que la presión de salida se mantiene constante, existe poca variación en la temperatura de las corrientes y en misma manera el flujo de salida de gas tratado.

TABLA 4.10 PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE DEA RICA SEGÚN % DE AMINAS HÍBRIDAS

CORRIENTE DE SALIDA - DEA RICA			
	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (PSIA)	FLUJO MOLAR LBMOL/H
HIBRID 3%	100,6	1100	4059
HIBRID 5%	98,62	1100	4066
HIBRID 7%	98,32	1100	4079

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

Según la tabla 4.10 la temperatura de salida de la amina híbrida rica varia en 2°F aproximadamente, mientras que el flujo de salida a la válvula se incrementa por el mismo caso de aumento de concentración de Ca(OH)₂ en las soluciones.

- RESULTADOS ENERGÉTICOS OBTENIDOS SEGÚN EL %DE AMINA HÍBRIDA EN LOS PRINCIPALES EQUIPOS OPERATIVOS

TABLA 4.11 RESULTADOS DE GASTOS ENERGÉTICOS SEGÚN % DE AMINAS HÍBRIDAS

	REBOILER	CONDENSADOR	ENFRIADOR	BOMBA
	DUTY (BTU/H)			POTENCIA HP
HIBRID 3%	1,25E+07	5,873E+06	6,662E+06	158,9
HIBRID 5%	1,25E+07	5,797E+06	6,656E+06	155,7
HIBRID 7%	1,25E+07	5,665E+06	6,781E+06	152,9

Fuente: Elaborado en base a resultados recopilados de HYSYS 8.0

Según la tabla 4.11 el calor suministrado al reboiler se mantiene constante, en el caso del condensador disminuye el requerimiento energético según incrementa la concentración de la amina híbrida; para el enfriador sucede de manera proporcional, a medida que la concentración híbrida aumenta es

necesario mayor energía para enfriar la corriente que va a la bomba; finalmente para la bomba se tiene un menor consumo de potencia según incrementa la concentración de la solución híbrida.

Resumen de cálculos analíticos y simulados con HYSYS 8.8

En el ámbito de la ingeniería de procesos, la comparación entre cálculos analíticos y simulaciones computacionales es fundamental para validar y optimizar el diseño y la operación de plantas industriales. Este resumen presenta un análisis comparativo de los principales cálculos analíticos realizados para la planta de endulzamiento Carrasco frente a los resultados obtenidos mediante simulaciones en el software HYSYS 8.8V. (Para más detalle ver la tabla 4.3 y tabla 4.5.)

TABLA 4.12 RESUMEN CALCULOS ANALÍTICOS Y SIMULADOS CON HYSYS 8.8V

Balance de Materia			
Variable	Unidad	Cálculo analítico	Cálculo simulado con HYSYS
Concentración de Solvente – Ca (OH) ₂	Porcentual	4,67	5%
Remoción de Gas ácido	$\frac{scf \text{ Gas ácido}}{Gal \text{ de solvente}}$	9,890	10,538
Eficiencia	Porcentual	99,97	99,99
Balance de Energía			
Variable	Unidad	Cálculo analítico	Cálculo simulado con HYSYS
E-Reboiler	BTU	$1,182 \times 10^7$	$1,250 \times 10^7$
E-Condensador	BTU	$8,160 \times 10^6$	$5,755 \times 10^6$
E-Int.Calor	BTU	$7,120 \times 10^6$	$5,755 \times 10^6$
E-Enfriador	BTU	$3,240 \times 10^6$	$6,763 \times 10^6$
E-Bomba	BTU	176,8	164,9

Fuente: Elaborado en base a resultados calculados y recopilados de HYSYS 8.8

Los resultados comparativos muestran que, aunque existen diferencias entre los cálculos analíticos y los simulados, especialmente en el balance de energía,

los valores obtenidos se mantienen dentro de un rango razonable. Estas variaciones pueden ser atribuidas a las suposiciones y aproximaciones inherentes a cada método, destacando la importancia de utilizar ambos enfoques para una mejor comprensión y optimización del proceso.

Resumen del análisis Comparativo del Solvente Híbrido y DEA

TABLA 4.13 RESUMEN RESULTADOS PRINCIPALES DEL LA APLICACIÓN DEL SOLVENTE HÍBRIDO

Condiciones con el solvente híbrido de Ca (OH) ₂			
Variable	Selectividad	Interacción	Tipo de gas removido
Remoción de elementos ácidos	CO ₂	Fuerte	Ácido (Puede causar corrosión y afectar el poder calorífico del gas natural)
CO ₂ al inicio	1,55%	CO ₂ final	0,2585% (Ver Tabla 4.6)
Condiciones Operativas			
Variable	Unidad	Datos de Planta (Ver Tabla 3.4)	Cálculo simulado con HYSYS (Ver Tabla 4.8)
Presión	Psig	1175	1095
Temperatura	°F	130	95
Amina Utilizada	-	DEA al 40%	DEA al 35% y Ca (OH) ₂ al 5%

Fuente: En base a datos calculados y simulados de HYSYS 8.8V

En base a la siguiente tabla podemos realizar el siguiente análisis:

1. Remoción de CO₂

- *Selectividad e Interacción:* El solvente híbrido, compuesto por Ca(OH)₂ y DEA al 35%, muestra una fuerte interacción con el CO₂, permitiendo una eficiente remoción de este gas ácido. La selectividad hacia el CO₂ es crucial, ya que el objetivo principal en procesos de

endulzamiento es la eliminación de gases ácidos como el CO_2 , que pueden causar corrosión y afectar negativamente el poder calorífico del gas natural.

- *Eficiencia de Remoción:* Según los datos, la concentración inicial de CO_2 es del 1,55%, la cual se reduce a un 0,2858% tras el proceso con el solvente híbrido. Esto indica una alta eficiencia en la captura de CO_2 , comparable a la obtenida con el solvente DEA puro, aunque se optimiza con la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, que mejora la capacidad de absorción.

2. Condiciones Operativas

- *Presión y Temperatura:* La comparación de las condiciones operativas muestra que el solvente híbrido requiere una presión de operación de 1095 psig, ligeramente menor que los 1175 psig observados en los datos de planta con DEA. Además, la temperatura de operación del solvente híbrido es de 95°F, lo que es significativamente menor que los 130°F necesarios para DEA. Estas condiciones más suaves no solo pueden reducir los costos operativos, sino también prolongar la vida útil de los equipos al operar a temperaturas y presiones más bajas.
- *Composición del Solvente:* La mezcla híbrida utiliza DEA al 35% combinado con un 5% de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, frente al uso de DEA al 40% en el proceso convencional. La inclusión de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ no solo permite una reducción en la cantidad de DEA necesaria, sino que también mejora

la eficiencia del proceso, lo cual es favorable desde el punto de vista económico y ambiental.

El uso del solvente híbrido de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ junto con DEA presenta ventajas significativas en comparación con el uso exclusivo de DEA comercial. Las principales mejoras se observan en la reducción de la temperatura y la presión de operación, lo que se traduce en un proceso más eficiente y con menores costos operativos. Además, la combinación con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ permite una mayor selectividad en la remoción de CO_2 , un gas ácido que debe ser controlado para evitar problemas de corrosión y mantener la calidad del gas natural.

4.4. SEGURIDAD INDUSTRIAL APLICADA AL NUEVO SOLVENTE HÍBRIDO $\text{Ca}(\text{OH})_2$

La seguridad industrial es un aspecto crítico en la operación de plantas de procesamiento químico, especialmente en aquellas dedicadas al tratamiento de gases ácidos. La introducción de nuevos solventes en estos procesos, como el solvente híbrido de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en plantas de endulzamiento, requiere una evaluación exhaustiva de los riesgos asociados y la implementación de medidas de seguridad adecuadas. Este apartado se centra en el análisis de la seguridad industrial aplicada al uso de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ como parte de un solvente híbrido en el proceso de endulzamiento de gases, destacando las implicaciones que este cambio tiene en la operación segura de la planta. (International Suppliers, 2021)

FIGURA 4.11 USO INDUSTRIAL DE $\text{Ca}(\text{OH})_2$



Fuente: International Suppliers, 2021

Riesgos asociados al uso de $\text{Ca}(\text{OH})_2$:

a) Corrosividad y daños al equipo:

El hidróxido de calcio es un compuesto alcalino que puede provocar corrosión en tuberías, bombas y otros componentes metálicos si no se utilizan materiales resistentes. Esta corrosión puede resultar en fallos del equipo, fugas, y posibles paradas no planificadas. (Pipeliner, 2020)

FIGURA 4.12 RIESGOS ASOCIADOS AL USO DE $\text{Ca}(\text{OH})_2$



Fuente: Pipeliner Control Corrosion, 2020

b) Generación de polvo:

Durante la manipulación y almacenamiento, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ puede generar polvo fino que, si se inhala, puede causar irritación respiratoria y otros problemas de salud en los trabajadores. Además, la acumulación de polvo puede ser peligrosa en áreas con maquinaria en funcionamiento. (Painters USA, 2022)

FIGURA 4.13 LIMPIEZA DE BASES EN PLANTAS QUÍMICAS



Fuente: Painters USA, 2022

c) Reacciones exotérmicas:

$\text{Ca}(\text{OH})_2$ puede reaccionar con ciertos ácidos, liberando calor en reacciones exotérmicas. Si estas reacciones no son controladas, pueden provocar daños en el equipo y riesgos de incendio. (INSEIS, 2023)

FIGURA 4.14 CONTRL DE REACCIONES DE BASES EN PLANTAS INDUSTRIALES



Fuente: INSEIS, 2023

d) Exposición directa:

El contacto directo con Ca(OH)_2 puede causar irritación severa en la piel, los ojos y las vías respiratorias. El manejo incorrecto puede resultar en quemaduras químicas o lesiones oculares graves.

Estrategias de mitigación de riesgos:

a) Selección de materiales resilientes:

Para minimizar la corrosión, se deben utilizar materiales como acero inoxidable o aleaciones especiales en las partes de la planta que estarán en contacto con Ca(OH)_2 . También se pueden aplicar revestimientos protectores para prolongar la vida útil del equipo.

b) Control del polvo:

Implementar sistemas de captación y filtrado de polvo en áreas donde Ca(OH)_2 se manipule o almacene, asegurando que la concentración de polvo en el aire se mantenga por debajo de los límites permisibles. Además, utilizar técnicas de humidificación puede ayudar a reducir la dispersión de polvo.

c) Manejo seguro de reactivos:

Se deben establecer procedimientos específicos para la adición de Ca(OH)_2 en el proceso de endulzamiento, evitando la mezcla directa con otros reactivos sin control. El monitoreo de la temperatura y la presión en el sistema es crucial para detectar cualquier anomalía que pueda indicar una reacción exotérmica. (PREVINSA, 2022)

FIGURA 4.15 MANEJO SEGURO DE REACTIVOS QUÍMICOS



Fuente: PREVINSA, 2022

d) Equipos de Protección Personal (EPP):

Es obligatorio que los trabajadores usen EPP adecuado, incluyendo guantes de goma, gafas de seguridad, máscaras con filtros para partículas, y trajes protectores al manipular $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Además, se deben proporcionar estaciones de lavado de ojos y duchas de emergencia en áreas donde se maneje este compuesto. (Inspire Safety, 2022)

FIGURA 4.16 EPP NECESARIOS PARA MANIPULACION DE SUSTANCIAS QUÍMICAS



Fuente: Inspire Safety, 2022

Protección del personal y del entorno industrial:

Los trabajadores deben recibir capacitación regular sobre los riesgos específicos de Ca(OH)_2 , así como sobre el uso correcto de EPP y las medidas de respuesta ante emergencias. La concienciación sobre la manipulación segura es clave para prevenir accidentes. (Ficha Técnica en Anexos)

Monitoreo continuo:

Es fundamental implementar sistemas de monitoreo continuo para detectar la presencia de Ca(OH)_2 en el aire y en las superficies. Esto incluye el uso de sensores que puedan identificar condiciones peligrosas, como la acumulación de polvo o cambios de temperatura que indiquen una reacción no deseada.

Contención y gestión de derrames:

La planta debe estar equipada con sistemas de contención para gestionar derrames o fugas de Ca(OH)_2 , incluyendo cubetas de retención y sistemas de neutralización. Un plan de respuesta ante emergencias debe estar en su lugar para actuar rápidamente en caso de un derrame importante. (Riesgos, 2021)

Actualización de protocolos de seguridad:

Con la introducción de Ca(OH)_2 como solvente, es necesario revisar y actualizar los protocolos de seguridad existentes, incorporando medidas específicas para manejar los riesgos asociados con este compuesto.

Auditorías y mantenimiento preventivo:

Se deben realizar auditorías de seguridad periódicas para evaluar la efectividad de las medidas implementadas y hacer las modificaciones

necesarias. El mantenimiento preventivo del equipo que está en contacto con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es esencial para prevenir la corrosión y otros problemas relacionados.

Almacenamiento

El almacenamiento adecuado de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es crucial para mantener la seguridad y la calidad del producto. (Company, 2024)

- **Condiciones de Almacenamiento:** Almacene $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en un lugar fresco, seco y bien ventilado, lejos de ácidos, materiales inflamables, y fuentes de humedad. Utilice contenedores herméticos y resistentes a la corrosión para evitar la absorción de humedad del ambiente.
- **Seguridad del Almacenamiento:** Mantenga el área de almacenamiento accesible solo a personal autorizado y capacitado. Coloque señales de advertencia sobre los riesgos asociados con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ y asegúrese de que el personal esté familiarizado con las hojas de datos de seguridad del material (MSDS).

Primeros auxilios

La exposición a $\text{Ca}(\text{OH})_2$ puede causar irritaciones y quemaduras en la piel, ojos y tracto respiratorio, por lo que es crucial tener protocolos de primeros auxilios establecidos. (SACYL, 2023)

- **En caso de contacto con la piel:** Retire inmediatamente la ropa contaminada y lave la piel afectada con abundante agua durante al menos 15 minutos. No use jabones fuertes ni neutralizantes.

- En caso de contacto con los ojos: Enjuague los ojos inmediatamente con abundante agua, manteniendo los párpados abiertos. Continúe lavando durante al menos 15 minutos y busque atención médica de inmediato.
- En caso de inhalación: Traslade a la persona a un área con aire fresco. Si la persona tiene dificultades para respirar, proporcione oxígeno si está capacitado para hacerlo y busque atención médica urgente.
- En caso de ingestión: No induzca el vómito. Enjuague la boca con agua y proporcione agua para beber. Busque atención médica inmediata.



Capítulo 5 ANÁLISIS ECONÓMICO

5.1. EVALUACIÓN FINANCIERA Y ECONÓMICA

La evaluación de proyectos de inversión consiste en la medición del valor económico, financiero y/o social del mismo para la obtención de indicadores de evaluación, con los cuales se pueden determinar la viabilidad de la inversión, previa a la toma de decisiones respecto a la ejecución o no ejecución de un proyecto. (Narvaez, 2009). Según la procedencia del financiamiento del capital, la Naturaleza y los objetivos del proyecto se puede efectuar los siguientes tipos de evaluación:

- Evaluación Económica
- Evaluación Financiera

Por las características del proyecto y tratándose de un estudio a nivel técnico y económico, se evaluará al proyecto desde el punto de vista económico y financiero

Para el proyecto se utilizarán tres indicadores de evaluación, el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno, (TIR) la Razón Beneficio-Costo (B/C)

5.1.1. VALOR ACTUAL NETO VAN

Es conocido también como el valor presente neto y se define como la sumatoria de los Flujos netos de caja anuales actualizados menos la Inversión inicial. Con este indicador de Evaluación se conoce el valor del dinero actual (hoy) que va recibir el Proyecto en el futuro, a una tasa de interés (tasa de descuento, tasa de actualización “t”) y un periodo determinado, a fin de comparar este valor con la Inversión inicial. (Narvaez, 2009)

$$VAN = -I_o + \sum_{i=1}^6 \frac{FC}{(1+t)^t} \quad \text{ECUACIÓN (5.1)}$$

El criterio de evaluación de este indicador, depende el valor que tome el VAN. Un VAN mayor a cero, sugiere la aceptación del proyecto, un VAN igual a cero indica que es indiferente la realización o no del proyecto y finalmente un VAN menor a cero indica el rechazo del proyecto.

5.1.2. TASA DE DESCUENTO

También llamada tasa de actualización puesto que representa la tasa de interés a los cuales los flujos futuros se actualizan al presente, es una medida de rentabilidad exigida por el proyecto que permita recuperar la inversión inicial, cubrir los costos y obtener beneficios. La selección de la adecuada tasa de descuento para evaluar un proyecto no posee un criterio común. Si la tasa seleccionada es demasiado alta, el proyecto puede rechazarse siendo que tiene buenos retornos, por otro lado, tasas demasiado bajas pueden dar lugar a aceptar proyectos que conducirán a pérdidas económicas. Un criterio utilizado para la selección de esta tasa de descuento es la tasa de rentabilidad mínima atractiva (TREMA). (Virreira, 2021) Esta tasa se calcula ponderando el costo del capital. Se toma en cuenta el monto del préstamo adquirido multiplicado con la tasa activa efectiva bancaria a largo plazo y el capital propio aportado por los inversionistas multiplicado por la tasa bancaria que se obtiene en un depósito a plazo fijo, de modo de tomar en cuenta el costo de oportunidad del dinero.

Podemos concluir que acorde al costo de oportunidad del dinero en el mercado representado en forma de tasa de oportunidad, concebida como el mayor rendimiento que se puede obtener de invertirse el dinero en el sistema financiero, los inversionistas no pretenderán ganar menos del 5,6% de su inversión. No obstante, este parámetro puede estar sesgado por la bonanza del sistema financiero que debido a su exceso de liquidez permite colocaciones a tasas bajas, se utilizará la tasa de descuento utilizada para la evaluación de proyectos de inversión pública (12,5%). (Virreira, 2021)

5.1.3. TASA INTERNA DE RETORNO TIR

Representa aquella tasa porcentual que reduce a cero el valor actual neto del Proyecto. Se interpreta como la rentabilidad que tiene los rendimientos

de la inversión efectuada. La importancia de la TIR yace en que muestra al inversionista la tasa de interés máxima a la que debe contraer préstamos, sin que incurra en futuros fracasos financieros. Para lograr esto se busca aquella tasa que aplicada al Flujo neto de caja hace que el VAN sea igual a cero. A diferencia del VAN, donde la tasa de actualización se fija de acuerdo a las alternativas de Inversión externas, aquí no se conoce la tasa que se aplicará para encontrar el TIR, por definición la tasa buscada será aquella que reduce el VAN de un proyecto a cero. En virtud a que la TIR proviene del VAN, primero se debe calcular el valor actual neto. (Virreira, 2021)

Este indicador sugiere lo siguiente: Si el TIR es mayor a la tasa de descuento utilizada para el cálculo del VAN, significa que la tasa interna de rendimiento del proyecto es superior a la tasa de oportunidad del mercado, por lo que debería aceptarse el proyecto.

$$VAN = -I_o + \sum_{i=1}^N \frac{FC}{(1 + TIR)^t} = 0$$

$$I_o + \sum_{i=1}^N \frac{FC}{(1 + TIR)^t} = 0$$

ECUACIÓN (5.2)

Si es igual a la tasa de descuento o tasa de oportunidad, significa que es indiferente la realización del proyecto o invertir en otro tipo de instrumentos financieros disponibles en el mercado. De ser menor a la tasa de descuento, se sugerirá el rechazo del proyecto y destinar los recursos a otro tipo de proyectos.

5.1.4. BENEFICIO COSTO B/C

La relación Beneficio/Costo (B/C), muestra la cantidad de dinero actualizado que recibirá el Proyecto por cada unidad monetaria invertida. Se determina dividiendo los flujos positivos actualizados a través de la tasa de descuento (ingresos por ventas y otros flujos positivos que se tengan en el proyecto) entre los Flujos negativos actualizados (costos y otro tipo de egresos). (Virreira, 2021). Para el cálculo generalmente se emplea la misma tasa que la aplicada en el VAN. Este indicador mide la relación que existe entre los ingresos de un

Proyecto y los costos incurridos a lo largo de su vida útil incluyendo la Inversión total. Para el cálculo de la relación beneficio / costo, puede emplearse la siguiente relación:

$$RBC = \frac{VP \text{ Ingresos}}{Inversión + VP \text{ Egresos}} = \frac{\sum_{i=1}^5 \frac{Ingresos}{(1+t)^t}}{I_0 + \sum_{i=1}^5 \frac{Egresos}{(1+t)^t}} \quad \text{ECUACIÓN (5.3)}$$

Los criterios de evaluación son: Si la relación B/C es mayor que la unidad, el Proyecto es aceptable, porque el beneficio es superior al costo. Si la relación B/C es igual a la unidad, es indiferente llevar adelante o no el Proyecto, porque no hay beneficio ni pérdidas. Si la relación B/C es menor que la unidad, el proyecto debe rechazarse pues no generará beneficio.

5.2. INGRESOS

Primeramente se calcularán los ingresos percibidos de los diferentes tipos de productos con sus respectivos caudales de procesamiento considerando precios actuales de venta.

TABLA 5.1 INGRESOS

PRODUCTO	VALOR	UNIDAD
Gas Natural	55,91	MMPCD
Condesados y Gasolina Natural	442	BPD
GLP	131	TMD

Fuente: En base a datos recopilados de YPFB, 2018

Para los productos en cantidad y precios respectivos se tiene las fuentes respectivas. (Energía Bolivia, 2022) y recopilación de datos de YPFB. Actualmente, el precio del crudo en el mercado boliviano puesto en refinería sin IVA se encuentra en el precio mínimo de la banda, que es de \$us27,11 por barril. (UDAPE, 2021), también el precio de GLP es de 282 \$/TMD. (BOLPRESS, 2016), además el precio en el mercado interno es de 1,31 \$/MPC. (ANH, 2021)

TABLA 5.2 PRODUCTOS OBTENIDOS EN LA PLANTA

PRODUCTO	VALOR	UNIDAD
Gas Natural para exportar	9,00	\$/MMBTU
Gas Natural consumo interno	1,31	\$/MPC
Condesados y Gasolina Natural	27,11	\$/MPC
GLP	282,00	TMD

Fuente: En base a datos calculados

$$\text{Gas de exportación} = 55910 \frac{\text{MPC}}{\text{dia}} * 0,80 * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} * 1,034 \frac{\text{MMBTU}}{1 \text{ MPC}} * 9 \frac{\$}{\text{MMBTU}}$$

$$\text{Gas de exportación} = 151,93 \frac{\text{MM\$}}{\text{Año}}$$

$$\text{Gas Consumo Int} = 55910 \frac{\text{MPC}}{\text{dia}} * 0,20 * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} * 1,034 \frac{\text{MMBTU}}{1 \text{ MPC}} * 1,31 \frac{\$}{\text{MMBTU}}$$

$$\text{Gas Consumo Interno} = 5,53 \frac{\text{MM\$}}{\text{Año}}$$

$$\text{Condensado} = 442 \frac{\text{Bbl}}{\text{dia}} * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} * 27,11 \frac{\$}{1 \text{ Bbl}}$$

$$\text{Ingreso Condensados} = 4,37 \frac{\text{MM\$}}{\text{Año}}$$

$$\text{GLP} = 131 \frac{\text{TM}}{\text{dia}} * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} * 282 \frac{\$}{1 \text{ TM}}$$

$$\text{Ingreso Condensados} = 13,48 \frac{\text{MM\$}}{\text{Año}}$$

$$\text{Total Ingresos} = 175,313 \frac{\text{MM\$}}{\text{Año}}$$

TABLA 5.3 RESUMEN DE INGRESOS

DETALLE	VALOR EN MM\$/AÑO
INGRESOS POR EXPORTACION	151,927
INGRESOS CONSUMO INTERNOS	5,528
ING. CONDENSADOS	4,374
ING. GLP	13,484
TOTAL	175,313

Fuente: En base a datos calculados

5.3. EGRESOS Y COSTOS

a) Costos operacionales

Una estimación muy aproximada del costo operativo es del 6 al 10% del costo de capital para el costo operativo anual, el 6% para una planta simple de gas dulce y el 10% para una planta compleja de gas amargo exclusiva de

Otra forma es la siguiente: Divida el costo en costos de materia prima, costos fijos, costos variables y costos especiales. (Younger, 2004)

b) Costos fijos: Hay costos que no varían con el rendimiento, como los de supervisión, técnicos y personal administrativo, mano de obra operativa, mantenimiento, impuestos y seguros, etc.

Personal de supervisión, técnico y administrativo: una organización operativa de planta debería desarrollada tiene como requisito mínimo es probablemente tres (superintendente de planta, encargado de procesos principalmente) para cualquier cosa excepto para una planta muy pequeña. Las plantas más grandes requieren más personal.

Personal operativo: se debe intentar determinar el área en la que un solo el operador puede manejar. Generalmente, esto viene determinado por el número de equipos que Es necesario comprobarlo. Varias unidades de proceso diferentes requieren más hombres que una planta del mismo costo pero teniendo una sola unidad de proceso. Después de que el número para cubrir la planta haya Una vez determinado, la cantidad se multiplica por 4 o 4,2 para dar una cobertura de 24 horas. *Sin embargo el número de unidades de proceso diferentes es probablemente la mejor guía. El número requerido se multiplica por \$45,000 (1984) para encontrar el costo total.* (Younger, 2004)

Mantenimiento: generalmente se estima sobre un porcentaje fijo de la inversión de capital. Para las unidades de gas amargo se utiliza alrededor del 3-4% de los costos de capital. Para las unidades de gas dulce se utiliza entre el 2 y el 3% de los costos de capital.

Costos varios: cubre llamadas telefónicas, material de oficina, operación de oficina, vehículos, etc. Utilice del 0,25 al 0,5% del coste de capital/año.

Costos variables: son costos que varían según el rendimiento de la planta.

Productos químicos - El consumo y costos de estos se muestran en la siguiente tabla:

TABLA 5.4 COSTOS Y REQUERIMIENTOS QUIMICOS

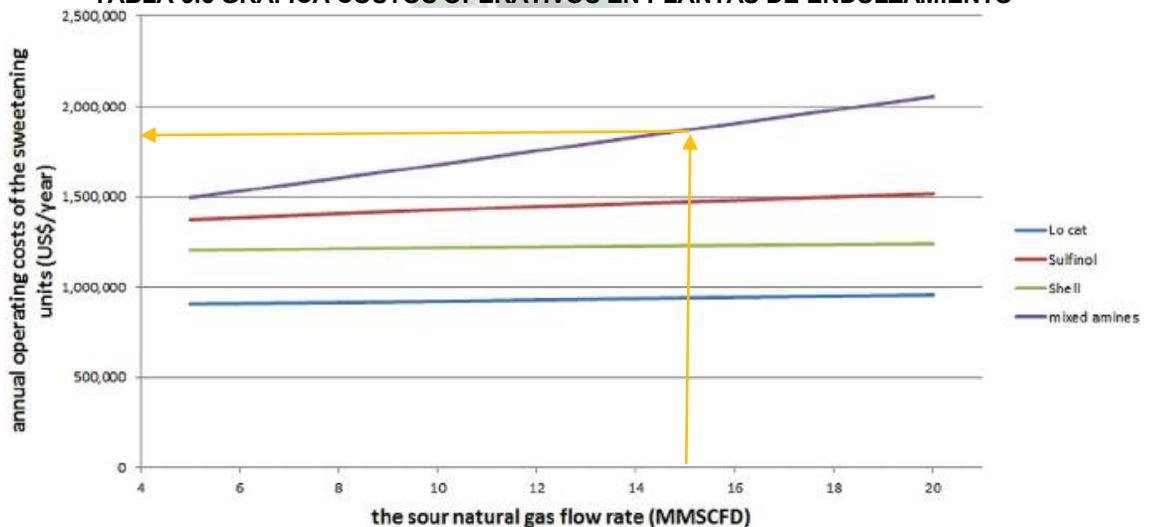
	Consumption	\$/kg **
Sweetening Chemicals		
Monoethanol Amine	1 lb/% of acid gas/MMSCF	1.87
Diethanol Amine	0.5 lb/% of acid gas/MMSCF	1.89
Dissoproply Amine (98% purity)		2.025
Sulpholane (3% Water)	3.0 lb/MMSCF	5.85
Methyl Diethanol Amine	Like DEA	4.35

Fuente: Natural Gas Processing Principles and Technology - Part II, 2004

Combustibles y servicios públicos: generalmente solo se compra electricidad. El costo se obtiene de la compañía eléctrica, El gas combustible normalmente se suministra internamente y se valora al valor del gas de venta a 25 años, desde el inicio de la planta y, por lo tanto, se toma con descuento del valor del gas de venta. Además, si hay mucho de subproductos, el elevado consumo de gases combustibles permite un aumento en la recuperación de estos.

En otras plantas que no procesan gas o productos directamente del campo. En plantas que no están en el campo, los costos de combustible a menudo pueden llegar a la mitad del costo de operación o más. (Younger, 2004)

TABLA 5.5 GRÁFICA COSTOS OPERATIVOS EN PLANTAS DE ENDULZAMIENTO



Fuente: Natural Gas Processing Principles and Technology - Part II, 2004

De la gráfica el costo operativo anual es de 1.800.000 \$/año según el caudal de procesamiento 15 MMSCFD, esto será de utilidad para la base de cálculo de los costos operativos.

$$\text{Costos Operativos} = 1800000 * 0,06 = 108000 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{Costo fijo por unidades de procesos} = 2 * 45000 = 90000 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{Costo fijo de mantenimiento} = 900000 * 0,04 = 36000 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{Costos fijos varios} = 900000 * 0,025 = 22500 \frac{\$}{\text{año}}$$

Para el costo del solvente DEA,

$$\begin{aligned} \text{Costos DEA} &= \frac{0,5 \text{ lb}}{\% \text{ Acid Gas } (0,0155) * \text{MMSFCD}} * 15 \text{ MMSFCD} * 1,89 \frac{\$}{\text{Kg}} \\ &* 1 \frac{\text{Kg}}{2,205 \text{ lb}} * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} \\ \text{Costos DEA} &= 151.382,49 \text{ \$/año} \end{aligned}$$

Para el costo de Ca (OH)₂

$$\begin{aligned} \text{Costos Ca (OH)}_2 &= \frac{0,5 \text{ lb}}{\% \text{ Acid Gas } (0,0155) * \text{MMSFCD}} * 15 \text{ MMSFCD} * 0,12 \frac{\$}{\text{Kg}} \\ &* 1 \frac{\text{Kg}}{2,205 \text{ lb}} * \frac{365 \text{ dias}}{1 \text{ año}} \\ \text{Costos Ca (OH)}_2 &= 9611,587 \frac{\$}{\text{año}} \end{aligned}$$

Para el monto de inversión tomamos el dato de un caso de estudio referencial para aminas híbridas (The Hibrid-MDEA-based process was found to be the most cost-effective: 31.43 \$/tCO₂).

Inversión – sistema híbrido

$$= 15 \text{ MMSCFD} * 0,0155 * \frac{10^6 \text{ SCF}}{1 \text{ MMSCFD}} * \frac{1 \text{ lb} - \text{ mol CO}_2}{378,6 \text{ SCF}}$$

$$* \frac{44 \text{ lb CO}_2}{1 \text{ lb} - \text{ mol CO}_2} * \frac{1 \text{ Kg CO}_2}{2,205 \text{ lb CO}_2} * \frac{1 \text{ TM CO}_2}{1000 \text{ Kg CO}_2} * \frac{31,43 \$}{1 \text{ TM CO}_2}$$

$$* 365 \frac{\text{días}}{\text{año}}$$

Inversión sistema híbrido = 140.580,044 \$

5.4. FLUJO DE CAJA

TABLA 5.6 FLUJO DE CAJA

DETALLE	UNIDAD	INVERSIÓN			AÑOS		
PRODUCCION POR AÑO			1	2	3	4	5
Gas Natural mercado Externo 80%	MMPC		44,73	42,49	40,37	38,35	36,43
Gas Natural mercado Interno 20%	MMPC		11,18	10,62	10,09	9,59	9,11
Condensado y Gasolina Natural	BBL		442,00	419,90	398,91	378,96	360,01
GLP	TM		131,00	124,45	118,23	112,32	106,70
INGRESOS							
Gas Natural mercado Externo	M\$		151927,15	144330,79	137114,25	130258,54	123745,61
Gas Natural mercado Interno	M\$		5528,46	5252,04	4989,44	4739,96	4502,97
Condensado y Gasolina Natural	M\$		4373,66	4154,97	3947,22	3749,86	3562,37
GLP	M\$		13483,83	12809,64	12169,16	11560,70	10982,66
TOTAL INGRESOS	M\$		175313,10	166547,44	158220,07	150309,07	142793,61
EGRESOS							
Costos operativos	M\$		108,00	108,00	108,00	108,00	108,00
Costo fijo del proceso	M\$		90,00	90,00	90,00	90,00	90,00
Costo fijo de mantenimiento	M\$		36,00	36,00	36,00	36,00	36,00
Costos fijos varios	M\$		22,50	22,50	22,50	22,50	22,50
Costo DEA	M\$		101,38	101,38	101,38	101,38	101,38
Costo Ca(OH)2	M\$		9,61	9,61	9,61	9,61	9,61
TOTAL COSTOS			367,49	367,49	367,49	367,49	367,49
IDH, EIDH y coparticipación	M\$		89314,29	89314,29	89314,29	89314,29	89314,29
TOTAL EGRESOS		140580	89681,78	89681,78	89681,78	89681,78	89681,78
UTILIDAD		-140580	85631,32	76865,67	68538,29	60627,29	53111,84

Fuente: En base a datos recopilados y calculados

En lo cual realizaremos los cálculos para:

- VAN

$$VAN = -140.580 + \frac{85.631,32}{(1 + 0,125)^1} + \frac{76.865,67}{(1 + 0,125)^2} + \frac{68.538,29}{(1 + 0,125)^3} + \frac{60.627,29}{(1 + 0,125)^4} + \frac{53.111,84}{(1 + 0,125)^5}$$

$$VAN = 111729,35 \text{ M\$}$$

- TIR

$$-140.580 + \frac{85.631,32}{(1 + TIR)^1} + \frac{76.865,67}{(1 + TIR)^2} + \frac{68.538,29}{(1 + TIR)^3} + \frac{60.627,29}{(1 + TIR)^4} + \frac{53.111,84}{(1 + TIR)^5} = 0$$

$$TIR = 45\%$$

- Relación Beneficio – Costo

$$RBC = \frac{\text{Valor Presente Ingresos}}{\text{Inversión} + \text{Valor Presente Egresos}} = \frac{\sum_{i=1}^5 \frac{\text{Ingresos}}{(1+t)^t}}{I_0 + \sum_{i=1}^5 \frac{\text{Egresos}}{(1+t)^t}}$$

RBC

$$= \frac{\frac{175313,10}{(1 + 0,125)^1} + \frac{166547,44}{(1 + 0,125)^2} + \frac{158220,07}{(1 + 0,125)^3} + \frac{150309,07}{(1 + 0,125)^4} + \frac{142793,61}{(1 + 0,125)^5}}{140.580 + \frac{89681,78}{(1 + 0,125)^1} + \frac{89681,78}{(1 + 0,125)^2} + \frac{89681,78}{(1 + 0,125)^3} + \frac{89681,78}{(1 + 0,125)^4} + \frac{89681,78}{(1 + 0,125)^5}}$$

$$RBC = 1,24$$

Dando como resultado los indicadores respectivos:

TABLA 5.7 RESULTADOS DE INDICADORES

TASA DE RETORNO	0,125
VAN (Bs)	111739,35
TIR	45%
RBC	1,24

Fuente: En base a datos calculados

Los resultados obtenidos para el VAN = 111739,35 M\$ es mayor que 1, el TIR (45%) es mayor a la tasa de retorno (12,5%) y la relación Beneficio – Costo

(1,24) es mayor a 1, Por cada unidad monetaria invertida en el proceso, se genera un retorno de 1,24 unidades, lo que representa un beneficio del 24% sobre los costos, ya que estos son menores en comparación con DEA tradicional debido a la reducción de costos de regeneración y menor susceptibilidad a la corrosión. Significando que la planta no solo cubre sus costos operativos, sino que también genera un beneficio adicional, lo que la convierte en una opción económicamente viable y rentable.



Capítulo 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

Podemos concluir:

Primer Objetivo:

- La aplicación de solventes híbridos, que combinan propiedades de solventes químicos con otros similares, ofrecen una solución innovadora al operar eficientemente a menores temperaturas y presiones. En el caso de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tiene una alta efectividad en la remoción de gases ácidos en el tratamiento del gas natural.

Segundo Objetivo:

- Se realizó un análisis de los parámetros operativos de la planta de endulzamiento Carrasco y se simuló en HYSYS 8.8V. Los resultados energéticos mostraron una diferencia mínima del 5,753% en el reboiler y máxima del 52,092% en el enfriador, debido a estimaciones en los parámetros de diseño durante la simulación.

Tercer Objetivo:

- Se comparó el balance de materia entre el análisis analítico y HYSYS 8.8V, encontrando diferencias menores al 1% en las corrientes de entrada y salida, confirmando la concentración adecuada de 4,67% (analítico) y 5% (simulado) para $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en el solvente híbrido.

Cuarto Objetivo:

- Para el análisis comparativos los resultados muestran una eficiencia de absorción del solvente híbrido del 99,97% y una remoción de gas ácido de $10,538 \frac{scf \text{ Gas ácido}}{\text{Gal de híbrid DEA}}$, destacando la efectividad del solvente híbrido con Ca(OH)_2 .

Quinto Objetivo:

- El análisis de factibilidad muestra los resultados con un Valor Actual Neto (VAN) de 111,739.35 Bs, una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 45%, y una Relación Costo-Beneficio de 1.24. Estos indicadores sugieren que la inversión es viable y que los beneficios superan a los costos, justificando la implementación del proyecto.

6.2. RECOMENDACIONES

Para las recomendaciones nos ayudamos de la herramienta FODA:

TABLA 6.1 ANALISIS FODA

ANALISIS FODA

ANALISIS FODA	
FORTALEZAS	Mayor Eficiencia Operativa: Los solventes híbridos combinan las propiedades de solventes químicos que tienen por común la eliminación de un determinado componente, esto permite al solvente híbrido Ca (OH)_2 permitiendo una absorción más eficaz de ácidos como CO_2 . Esto mejora la eficiencia del proceso, especialmente a menores temperaturas y presiones, lo que reduce costos operativos y energéticos.

	<p>Reducción del Impacto Ambiental: Los solventes híbridos presentan menor volatilidad que los tradicionales, disminuyendo el riesgo de emisiones fugitivas y derrames. Esto contribuye a un menor impacto ambiental en las operaciones de endulzamiento de gas natural.</p>
<p>OPORTUNIDADES</p>	<p>Estudios Piloto para Optimización con otros tipos de solventes: La realización de estudios piloto ofrece la oportunidad de evaluar y optimizar diferentes formulaciones de solventes híbridos bajo las condiciones específicas de cada planta. Esto incluye la mejora en la capacidad de absorción, la velocidad de reacción, y la facilidad de regeneración del solvente.</p> <p>Capacitación y Actualización de Protocolos: El uso de solventes híbridos crea la oportunidad para capacitar al personal en nuevas técnicas y actualizar los planes de respuesta a emergencias, lo que puede fortalecer la seguridad operativa y la eficacia en la gestión de riesgos.</p>
<p>DEBILIDADES</p>	<p>Impacto en los Equipos Existentes: La introducción de solventes híbridos podría requerir ajustes o modificaciones en los equipos actuales de la planta. Estos cambios pueden implicar costos adicionales y posibles interrupciones en la operación mientras se</p>

	<p>implementan las adaptaciones necesarias.</p> <p>Necesidad de Estudios Específicos: La efectividad de los solventes híbridos depende de estudios específicos para cada planta, lo que puede ser un proceso costoso y que requiera tiempo, antes de poder implementar los solventes a gran escala.</p>
<p>AMENAZAS</p>	<p>Dependencia de Proveedores Externos: La implementación de solventes híbridos podría generar una mayor dependencia de proveedores especializados, lo que puede afectar la continuidad del suministro en caso de interrupciones o cambios en el mercado. Esto podría elevar los costos o retrasar las operaciones si no se aseguran contratos a largo plazo.</p> <p>Regulaciones Ambientales y de Seguridad: La introducción de nuevos solventes podría estar sujeta a regulaciones más estrictas por parte de organismos ambientales y de seguridad, lo que podría aumentar la complejidad y los costos de cumplimiento. Cualquier cambio en las normativas podría requerir ajustes en los procesos o incluso limitar el uso de ciertos solventes híbridos.</p>

Fuente: Elaboración propia

BIBLIOGRAFÍA

- Ajata, B. (2019). *ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON DEA PARA REDUCCIÓN DEL CO₂ DE LA PLANTA TACOBO APLICANDO ASPEN HYSYS.* UDABOL. Retrieved from https://www.academia.edu/43388082/FICHA_DE_IDENTIFICACION_DE_TRABAJO_DE_INVESTIGACION_TITULO_ENDULZAMIENTO_DEL_GAS_NATURAL_CON_DEA_PARA_REDUCCI%3%93N_DEL_CO2_DE_LA_PLANTA_TACOBO_APLICANDO_ASPEN_HYSYS_AUTOR
- Alcántara, A. (2017). *Proceso de endulzamiento de gas natural utilizando MEA y DEA.* Retrieved from <https://es.linkedin.com/pulse/proceso-de-endulzamiento-gas-natural-utilizando-mea-y-alc%C3%A1ntara>
- ANH. (2021). Agencia Nacional de Hidrocarburos. Retrieved from <https://www.anh.gob.bo/g.php?myfile=InsideFiles/Actividad/Dj/RA-2022/RAR-ANH-DJ-UGJN-0264-2022.pdf>
- Blanco, A. (2009). *Absorption of CO₂ in bubble column reaction with alcalis.* Universidad Santiago de Compostela. Retrieved from https://www.researchgate.net/publication/289679502_Absorption_of_CO2_in_bubble_column_reaction_with_alcalis
- BOLPRESS. (2016). *Venta de GLP a Paraguay.* Retrieved from <https://www.bolpress.com/2016/09/26/por-que-y-pfb-vendera-a-paraguay-glp-mas-barato-que-a-bolivia/>

- Chaco, Y. (2018). *Planta de Procesamiento de Gas Natural*. Universidad Mayor de San Andrés. Retrieved from <https://www.studocu.com/bo/document/universidad-de-aquino-bolivia/gas-natural/131486845-2-planta-carrasco/28402659>
- Cheng, L. (2013). *A mass transfer model of absorption of carbon dioxide in a bubble column reactor by using magnesium hydroxide slurry*. International Journal of Greenhouse Gas Control. doi:0.1016/j.ijggc.2013.05.018
- Company, U. (2024). *Contaminantes químicos. Medidas preventivas y normas de seguridad*. Retrieved from <https://uprl.unizar.es/higiene-industrial/contaminantes-quimicos-medidas-preventivas-y-normas-de-seguridad>
- Demirbas, A. (2010). *Methane Gas Hydrate Springer*.
- DGGNP. (2015). *Gas Natural*. Instituto Mexicano del Petróleo. Retrieved from https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/12459/Documento_Gas_Natural_2015.pdf
- Energía Bolivia. (2022). *Bolivia acuerda venta de gas a Brasil por 5 años*. Retrieved from https://www.energiabolivia.com/index.php?option=com_content&view=article&id=7590:bolivia-acuerda-venta-de-gas-a-brasil-por-5-anos-a-us-9-el-millon-de-btu&catid=54&Itemid=172
- Energy, D. o. (2018). *Amine-based Post-Combustion CO2*. The Integrated Environmental Control Model Team. Retrieved from https://www.uwyo.edu/iecm/_bfiles/documentation/201901_iecmt_d_amine-based-co2-cap.pdf

- Erdmann, E. (2012). *ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS*. Instituto de Investigaciones para la Industria Química. Retrieved from https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4134741.pdf&ved=2ahUKEwi_8qajtb2HAXV9CbKGHaV7AqEQFnoECCAQAQ&usg=AOvVaw2RwrJ4DA1Ea6LDIgyGdxuO
- Escalera, S. (2014). *Industrialización del Gas Natural Boliviano*. Retrieved from *Industrialización del Gas Natural Boliviano*
- GPSA. (2004). *Gas Processors Suppliers Association*. ENGINEERING DATA BOOK.
- Han, S.-J. (2011). *Carbon Dioxide Capture Using Calcium Hydroxide Aqueous Solution as the Absorbent*. Energy & Fuels. doi:10.1021/ef200415p
- INSEIS. (2023). *Reacciones exotérmicas frente a reacciones endotérmicas*. Retrieved from <https://www.linseis.com/es/conocimiento/reacciones-endotermicas-frente-a-reacciones-exotermicas/>
- Inspire Safety. (2022). *Ropa de protección contra productos químicos*. Retrieved from <https://marcapl.com/blog/2018/09/ropa-de-proteccion-contra-productos-quimicos/>
- International Suppliers, C. (2021). *Chemical Products*. Retrieved from https://es.made-in-china.com/co_laoyingwendi/product_High-Purity-Hydrated-Lime-Ca-OH-2-for-Water-Treatment_uonhnrnosy.html
- Khakdaman, H. (2008). *Revamping of Gas Refineries Using Amine Blends*. International Journal of Engineering Science. Retrieved from <https://ijiepr.iust.ac.ir/article-1-11-en.pdf>
- Lira, J. (2016). *Regeneración vía electroquímica de aminas usadas en el proceso de gas amargo*. Centro de Investigación y desarrollo. Retrieved from

<https://cideteq.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1021/83/1/Regeneraci%C3%B3n%20v%C3%ADa%20electroqu%C3%ADmica%20de%20aminas%20utilizadas%20en%20el%20proceso%20de%20endulzamiento%20de%20gas%20amargo..pdf>

Maiziwan, M. (2014). *PURIFICATION OF GAS BY ABSORPTION INTO CALCIUM HYDROXIDE*. Department of Biotechnology Engineering. Retrieved from https://www.researchgate.net/publication/268443998_PURIFICATION_OF_BIOGAS_BY_ABSORPTION_INTO_CALCIUM_HYDROXIDE_CaOH2_SOLUTION/link/546b36240cf2397f7831b6ce/download?_tp=eyJjb250ZXh0ljp71mZpcnN0UGFnZSI6Ii9kaXJlY3QiLCJwYWdlIjoicHVibGljYXRpb24iLCJwcmV2aW91c1

Márquez, J. (2014). *Bioflux - Absorción*. Retrieved from <https://sites.google.com/view/biofluxupiig/absorci%C3%B3n?authuser=0>

Martinez, M. (2013). *Endulzamiento del gas natural*. Retrieved from https://www.academia.edu/36851899/ENDULZAMIENTO_DEL_GAS_NATURAL_Marc%C3%ADas_J_Mart%C3%ADnez

Morero, B. (2011). *COMPARACIÓN DE DIFERENTES SOLUCIONES DE AMINAS PARA LA PURIFICACIÓN*. Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química (INTEC). Retrieved from https://ri.conicet.gov.ar/bitstream/handle/11336/24209/CONICET_Digital_Nro.293860bd-6b87-4303-875e-14bbf58ffd9e_A.pdf?sequence=2&isAllowed=y

Mothakab. (2010). *Gas Sweeteing and processing field manual*.

- Narvaez, O. (2009). *Formulación y Evaluación de proyectos*. Retrieved from <https://gc.scalahed.com/recursos/files/r161r/w25345w/semana3.pdf>
- Painters USA. (2022). *Control de Corrosión en superficies vulnerables*. Retrieved from <https://www.paintersusa.com/es/services/rust-control>
- Perry, & O. Maloney. (2003). *Manual del Ingeniero Químico*.
- Pino, F. (2011). *Endulzamiento del Gas Natural*. Escuela de Ingeniería del Petróleo. Retrieved from <https://carteleraelectronica.wordpress.com/wp-content/uploads/2011/12/endulzamiento-de-gas-natural.pdf>
- Pipeliners, C. C. (2020). *Pipeline Control Corrosion*. Retrieved from <https://www.pipeline-corrosion-control.com/>
- PREVinsa. (2022). *EPP de protección para productos químicos*. Retrieved from <https://previnsa.com/equipos-de-proteccion-personal-para-productos-quimicos/>
- Reynolds, A. (2012). *Blended Amine*. Science Direct. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/blended-amine>
- Riesgos, P. d. (2021). *Seguridad en la manipulación de sustancias químicas peligrosas*. Universidad de Rioja. Retrieved from https://www.unirioja.es/servicios/sprl/pdf/curso_manipulacion_pq.pdf
- SACYL. (2023). *Junta de Castilla y León*. Retrieved from <https://www.saludcastillayleon.es/es/sanidadambiental/productos-quimicos-salud/consejos-prevenir-accidentes-productos-quimicos>
- Santillana, J., & Salinas, J. (2023). *Ingeniería de procesos en la industria de gas natural y condensados*. Educación en Ingeniería Química. Retrieved from <https://www.ssecoconsulting.com/procesamiento-de-gas-natural.html>

- Stewart, M., & Ken, A. (2011). *Gas Sweetening and Processing Field Manual*. Retrieved from http://files.engineering.com/download.aspx?folder=7fc5cd9a-3f8d-41fe-ac68-452d3464144f&file=Gas_Sweetening_and_Processing_Field.PDF
- Stowe, H. (2017). *Fundamental Understanding of CO₂ Capture and Regeneration in Aqueous Amines from First-Principles Studies*. Industrial & Engineering Chemistry Research. doi:10.1021/acs.iecr.7b00213
- UDAPE. (2021). *Precio de Barril en 27,11\$*. Retrieved from https://www.udape.gob.bo/portales_html/diagnosticos/diagnostico2017/documentos/1-TOMO-I-HIDROCARBUROS-2015-05.12.17.html
- Van Eik, E. (2017). *The removal of carbon dioxide with activated solutions of methyl-diethanol-amine*. Journal of Petroleum Science and Engineering. doi:10.1016/j.petrol.2006.04.017
- Vega Zamora, J. (2010). *Estudio del comportamiento interfacial de sistemas acuosos de alcanolaminas y sustancias térmicamente estables*. Universidad de las Américas Puebla. Retrieved from http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/vega_z_j/capitulo3.pdf
- Virreira, M. (2021). *Evaluación Financiera de Proyectos*. UPSA. Retrieved from https://issuu.com/upsasantacruzbolivia/docs/libro_evaluacion_financiera_de_proyectos_de_invers
- Younger, A. (2004). *Natural Gas Processing Principles and*. University of Calgary .

ANEXOS

PASOS PARA LA SIMULACIÓN CON HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 1 INTRODUCCIÓN DE COMPONENTES AL SIMULADOR

Source Databank: HYSYS

Select: **Pure Components** Filter: **All Families**

Search for: **dea** Search by: **Full Name/Synonym**

Component	Type	Group
Nitrogen	Pure Component	
CO2	Pure Component	
H2S	Pure Component	
H2O	Pure Component	
Ca(OH)2*	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
DEAmine	Pure Component	

Simulation Name	Full Name / Synonym	Formula
Sorbitol	D-1,2,3,4,5,6-Hexanehexol	C6H14O6
10aC1-4aSi10	DecaC1TetraSiloxan	C10H30O3Si4
perF-C4	Decafluorobutane	C4F10
c-Decalin	Decalin	C10H18
1-Decalin	Decalin	C10H18
Cyclodecane	Decamethylene	C10H20
10aC1-4aSi10	Decamethyltetrasiloxane	C10H30O3Si4
n-Decane	Decane	C10H22
Sebacic_Acid	Decane_Dicarboxylic_Acid	C10H18O4
Sebacic_Acid	Decanedioic_Acid	C10H18O4
D1C4Sebacate	Decanedioic_Acid_Dibutyl_Ester	C18H34O4
DecMCPSil1	DecMCycloPentaSilane	C10H30O5Si5
1-Decanol	Decyl_Alcohol	C10H22O
1-Octadecanol	Decyl_Octyl_Alcohol	C18H38O

Status: **OK**

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 2 DEFINICIÓN DEL PAQUETE DE FLUIDO A UTILIZAR

Set Up | Phase Handling | Diagnostics | Notes

Package Type: **HYSYS** Component List Selection: **Component List - 1 [HYSYS Databanks]** View

Property Package Selection:

- <none>
- Acid Gas
- Acid Gas - Physical Solvents
- Antoine
- ASME Steam
- Braun K10
- BWRS
- Chao Seader
- Chien Null
- Clean Fuels Pkg
- CPA
- Eso Tabular
- Extended NRTL
- GCEOS
- General NRTL
- Glycol Package
- Grayson Streed
- Kabadi-Danner
- 10a-Kreiser-Danner

Required Components for Acid Gas:

- Amine
- CO2
- H2S
- H2O

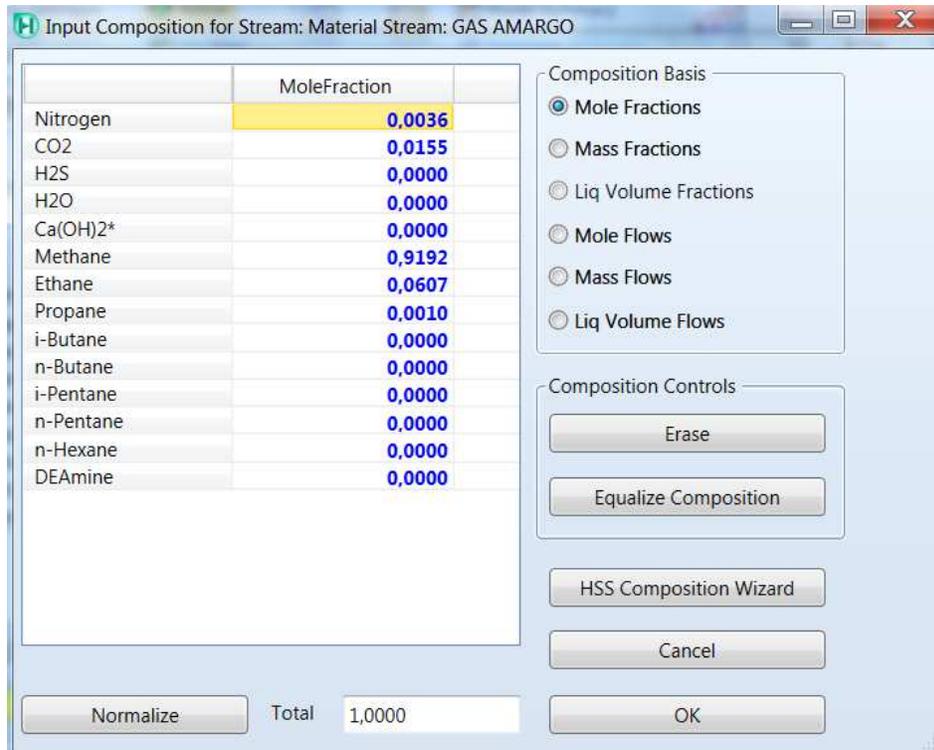
Supported Amines/Amine Blends:

- MEA
- DEA
- MDEA
- PZ
- DGA
- DIPA
- TEA
- MDEA + PZ
- Sulfolane + MDEA
- Sulfolane + DIPA

Property Pkg: **OK** Edit Properties

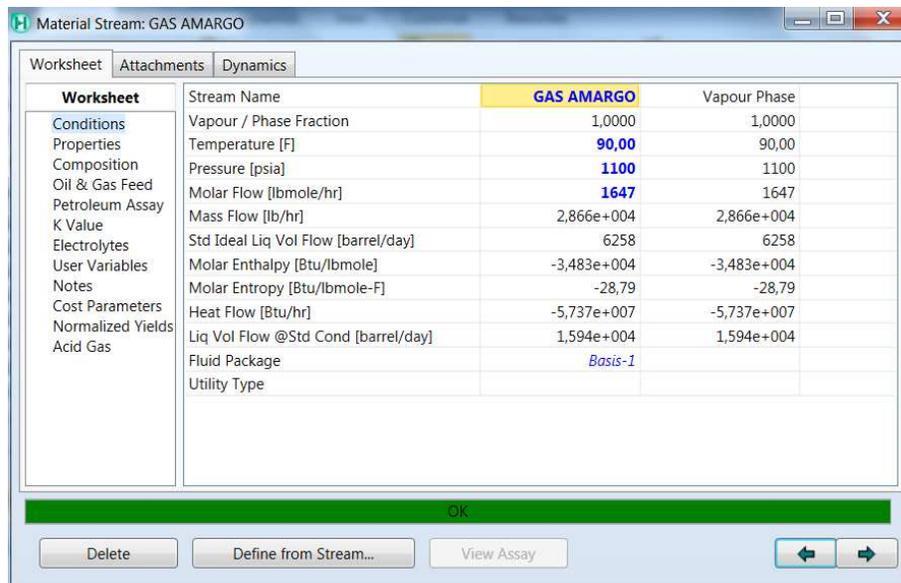
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA



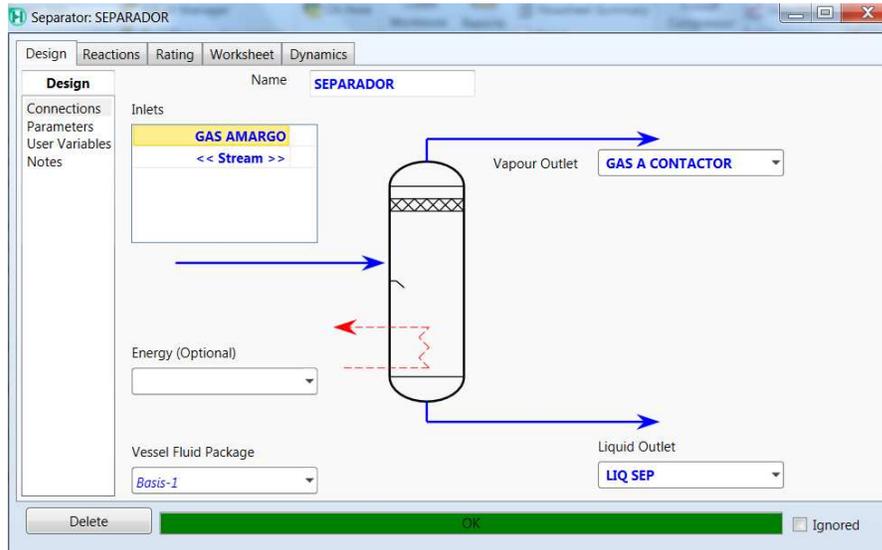
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 4 PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE GAS NATURAL DE ENTRADA



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 5 CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE ENTRADA



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 6 COMPOSICIÓN CORRIENTE DEA A ABSORBEDORA

The screenshot shows the 'Input Composition for Stream: Material Stream: GAS AMARGO' dialog box. The 'Composition Basis' is set to 'Mole Fractions'. The table below shows the mole fractions for various components. The 'Total' is 1,0000.

Component	MoleFraction
Nitrogen	0,0036
CO2	0,0155
H2S	0,0000
H2O	0,0000
Ca(OH)2*	0,0000
Methane	0,9192
Ethane	0,0607
Propane	0,0010
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
DEAmine	0,0000

Buttons: Normalize, Total: 1,0000, Erase, Equalize Composition, HSS Composition Wizard, Cancel, OK.

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 7 DATOS DE ENTRADA DE CORRIENTE DEA A ABSORBEDORA

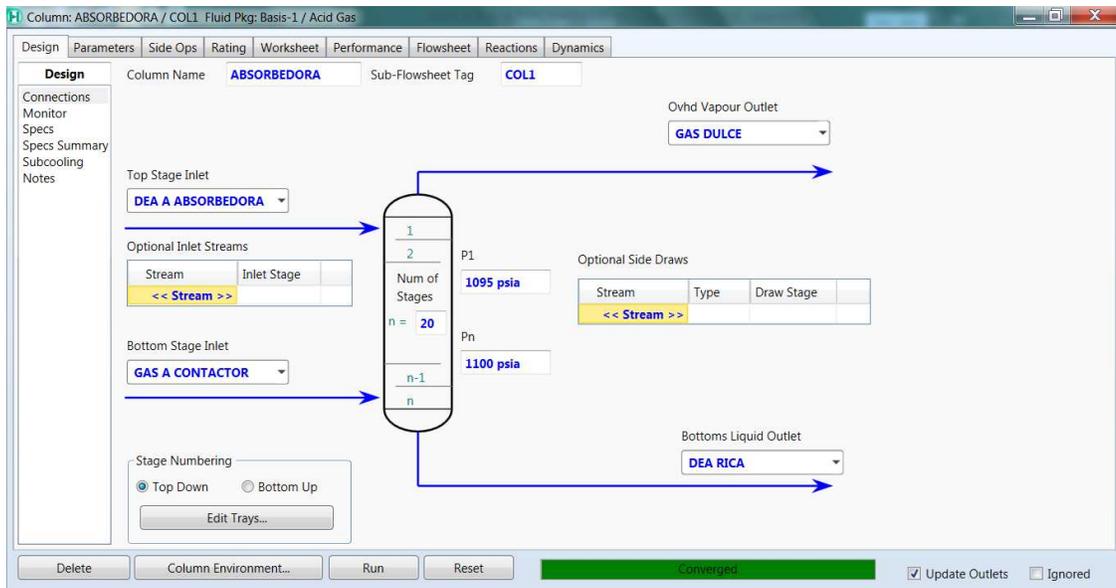
Material Stream: DEA A ABSORBEDORA

Worksheet	Stream Name	DEA A ABSORBEDOR	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	95,00	95,00
Composition	Pressure [psia]	1095	1095
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	4048	4048
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	1,016e+005	1,016e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6754	6754
Electrolytes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,297e+005	-1,297e+005
User Variables	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-49,50	-49,50
Notes	Heat Flow [Btu/hr]	-5,252e+008	-5,252e+008
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	6678	6678
Normalized Yields	Fluid Package	Basis-1	
Acid Gas	Utility Type		

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay, OK, Navigation arrows

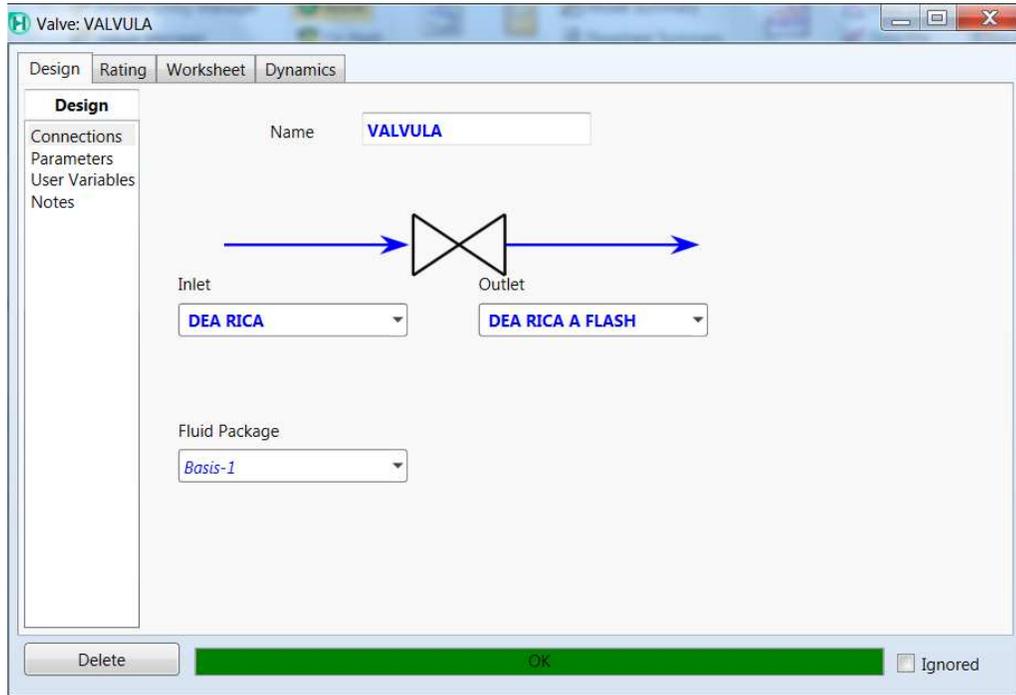
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 8 PARÁMETROS INGRESADOS A LA TORRE ABSORBEDORA



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 9 CONEXIONES DE LA VÁLVULA



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 10 PARÁMETROS DE LA VÁLVULA

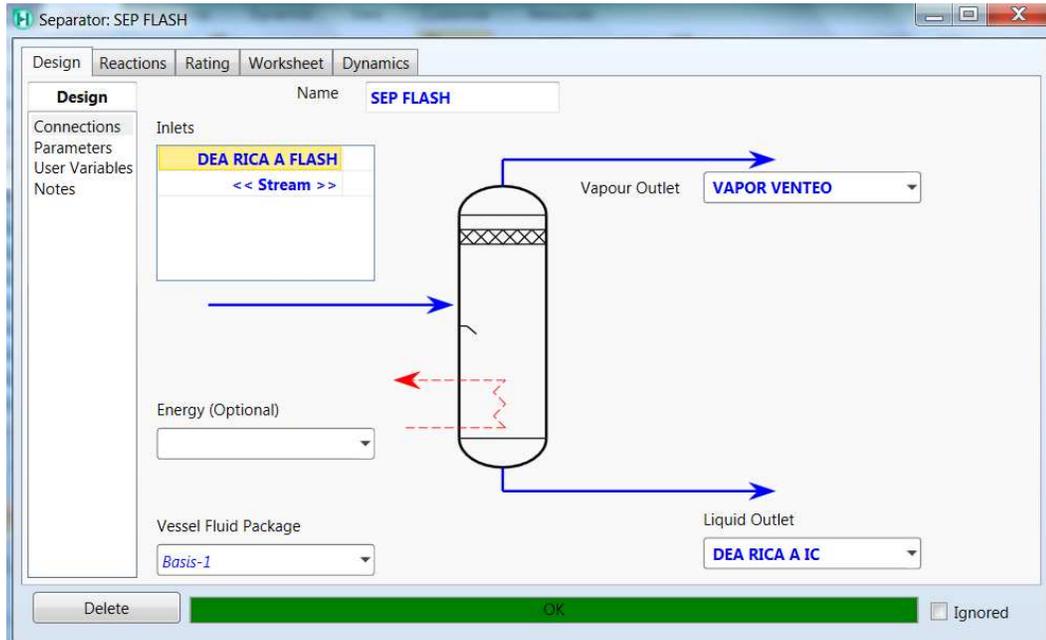
The screenshot shows the 'Worksheet' tab for the valve component. A table displays various parameters for 'DEA RICA' and 'DEA RICA A FLASI'. The 'Pressure [psia]' value for 'DEA RICA A FLASI' is highlighted in yellow.

	DEA RICA	DEA RICA A FLASI
Name	DEA RICA	DEA RICA A FLASI
Vapour	0,0000	0,0013
Temperature [F]	102,6	105,0
Pressure [psia]	1100	90,00
Molar Flow [lbmole/hr]	4077	4077
Mass Flow [lb/hr]	1,028e+005	1,028e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6867	6867
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,299e+005	-1,299e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-49,14	-49,01
Heat Flow [Btu/hr]	-5,296e+008	-5,296e+008

The interface includes tabs for 'Design', 'Rating', 'Worksheet', and 'Dynamics'. A 'Delete' button is on the left, and 'OK' and 'Ignored' buttons are at the bottom.

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 11 CONEXIONES DEL SEPARADOR



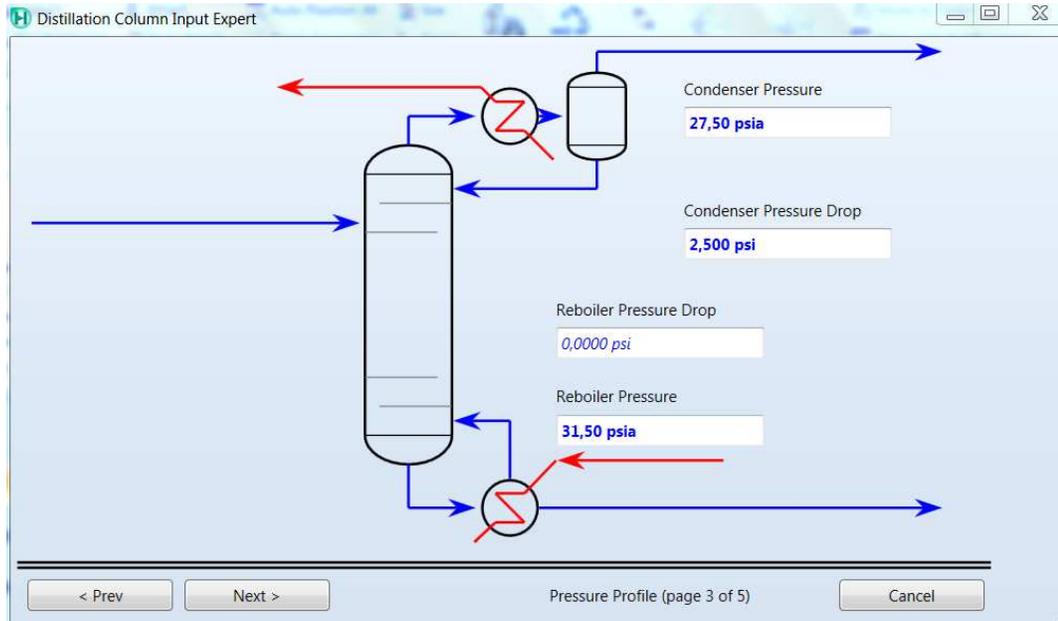
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 12 DATOS PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Worksheet	Name	DEA RICA A IC	ALIM A REGENER	DEA REGENERAD	DEA REGEN A REF
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>	<empty>
Properties	Temperature [F]	105,0	200,0	<empty>	<empty>
Composition	Pressure [psia]	90,00	80,00	<empty>	<empty>
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	4072	4072	<empty>	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	1,027e+005	1,027e+005	<empty>	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6847	6847	<empty>	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,300e+005	-1,279e+005	<empty>	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-49,04	-45,60	<empty>	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-5,294e+008	-5,207e+008	<empty>	<empty>

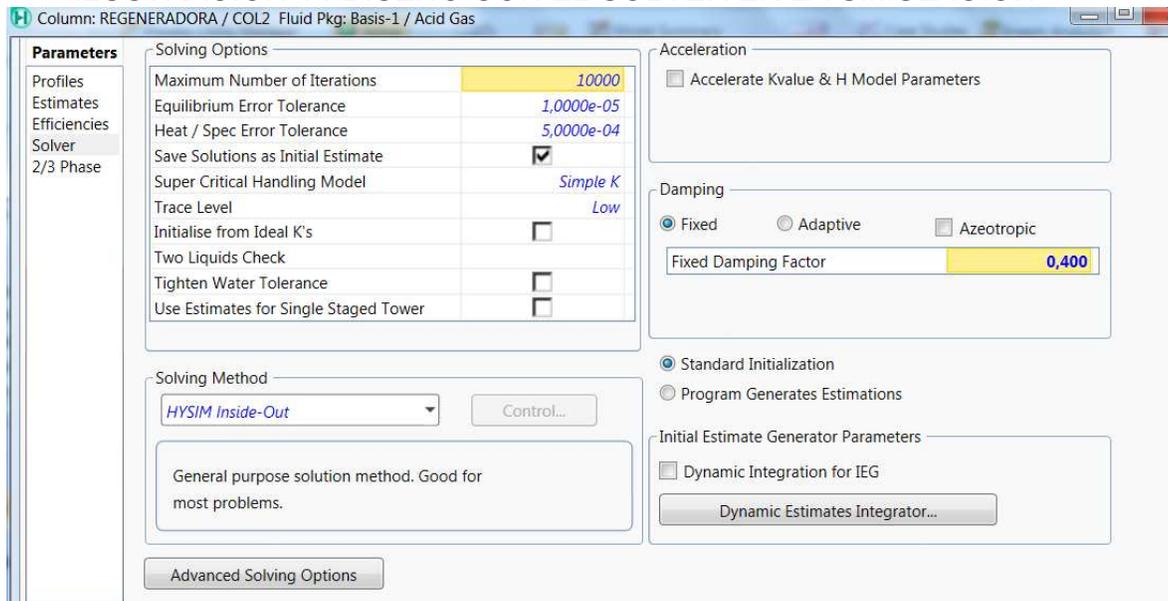
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 13 PARÁMETROS DE DISEÑO PARA LA REGENERADORA



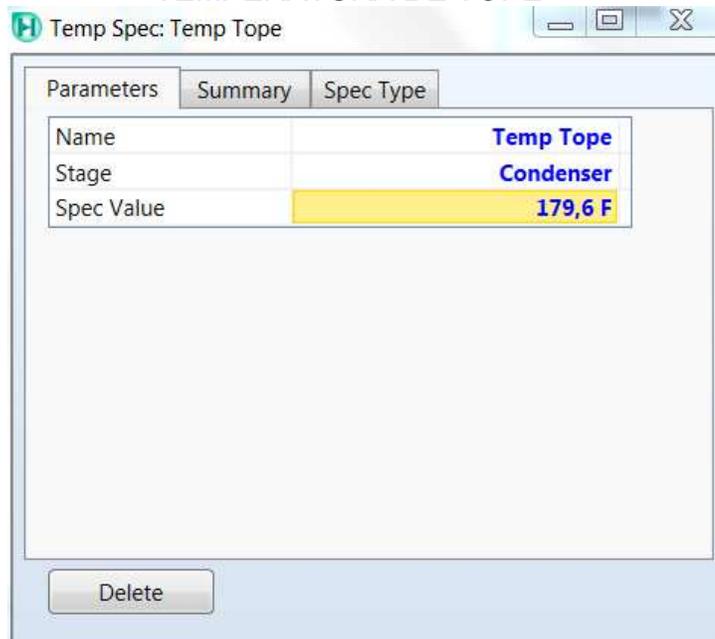
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 14 DISEÑO CON EL SOLVER EN LA SIMULACIÓN



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 15 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN TEMPERATURA DE TOPE



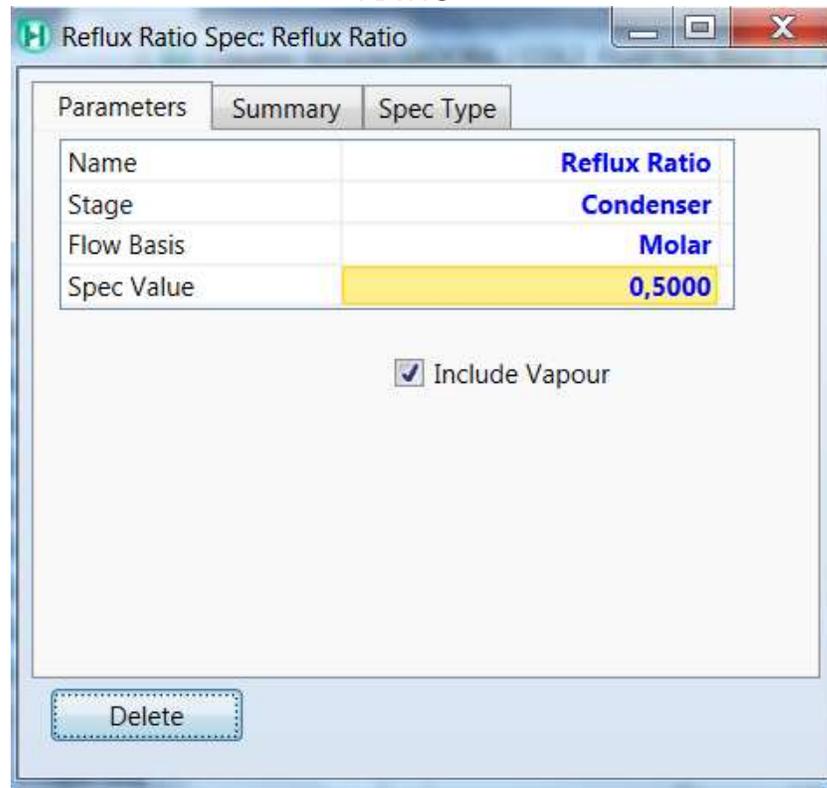
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 16 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN REBOILER DUTY



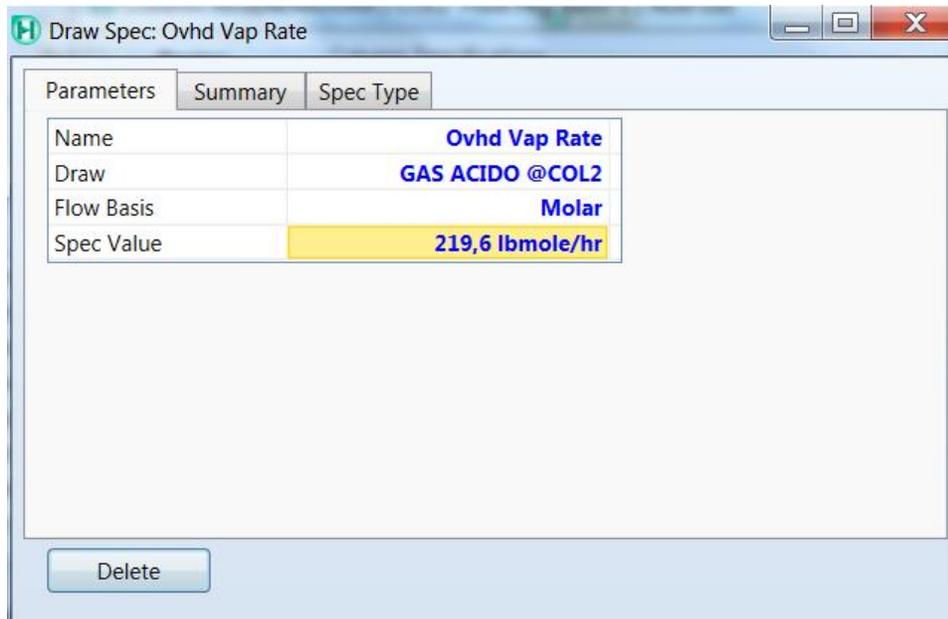
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 17 PARÁMETROS DE LA ESPECIFICACIÓN DE REFLUX RATIO



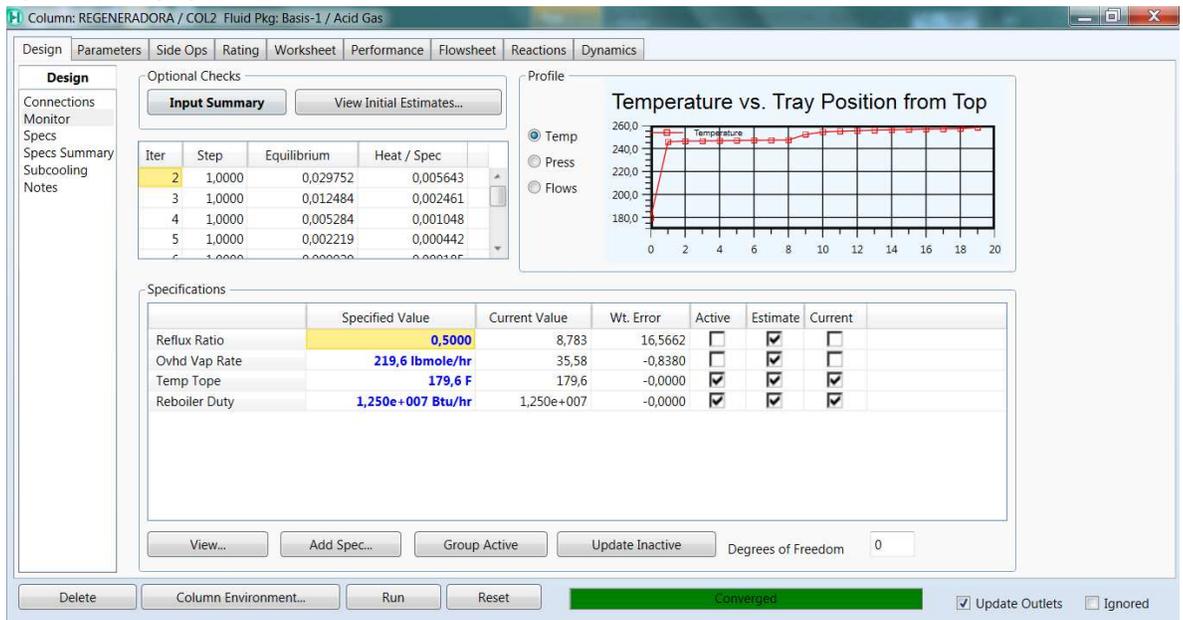
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 18 ESPECIFICACIONES DE OVHD VAP RATE



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 19 CONVERGENCIA DE LA SIMULACIÓN TORRE DE REGENERACIÓN



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 20 PARÁMETROS PARA EL MESCLADOR



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 21 PARÁMETROS DEL ENFRIADOR DE AMINA

Cooler: ENFRIADOR

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Name	DEA A ENFRIAD	DEA A BOMBA	E-ENFRIADOR
Vapour	0,0000	<empty>	<empty>
Temperature [F]	167,0	<empty>	<empty>
Pressure [psia]	21,50	11,50	<empty>
Molar Flow [lbmole/hr]	4048	4048	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	1,016e+005	1,016e+005	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6754	6754	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,282e+005	<empty>	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-46,79	<empty>	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-5,188e+008	<empty>	<empty>

Delete Unknown Duty Ignored

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 22 PARÁMETROS DE LA BOMBA

Pump: BOMBA

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

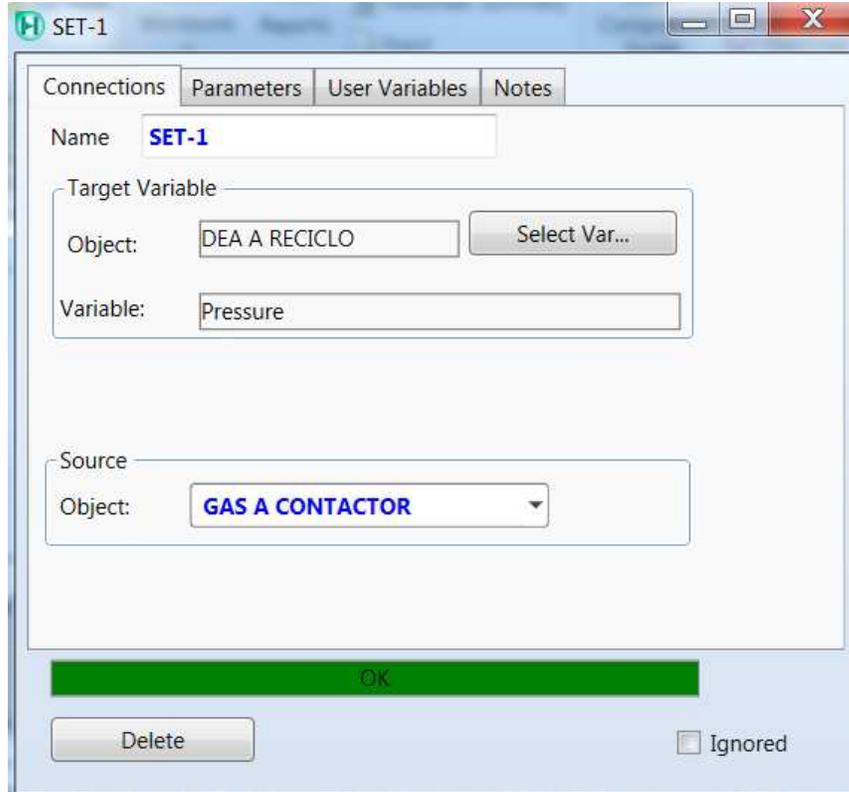
Worksheet

Name	DEA A BOMBA	DEA A RECICLO	E-BOMBA
Vapour	<empty>	<empty>	<empty>
Temperature [F]	<empty>	95,00	<empty>
Pressure [psia]	11,50	<empty>	<empty>
Molar Flow [lbmole/hr]	4048	4048	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	1,016e+005	1,016e+005	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6754	6754	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>	<empty>	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	<empty>	<empty>	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	<empty>	<empty>	<empty>

Delete Unknown Duty On Ignored

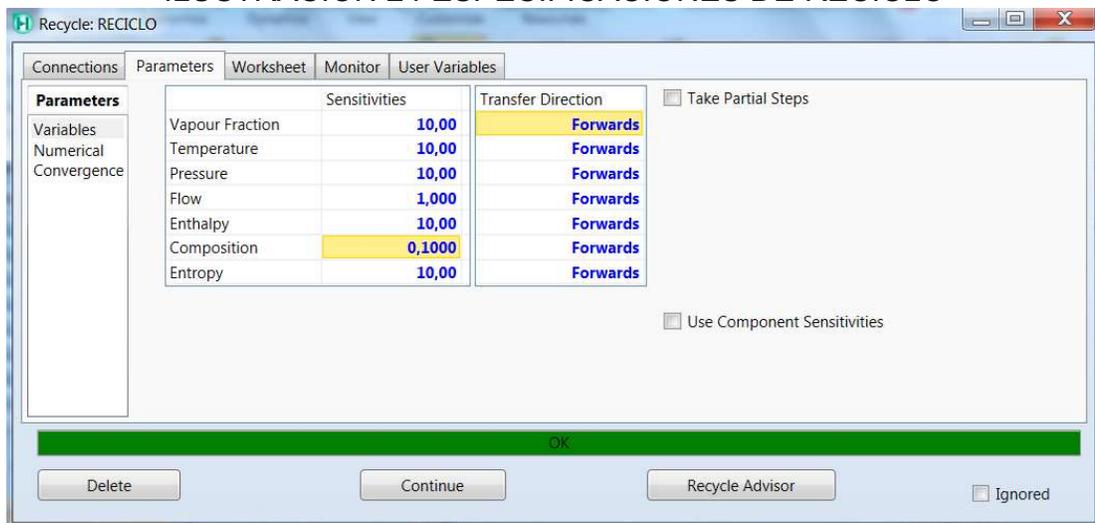
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 23 ESPECIFICACIONES DE LA FUNCIÓN SET



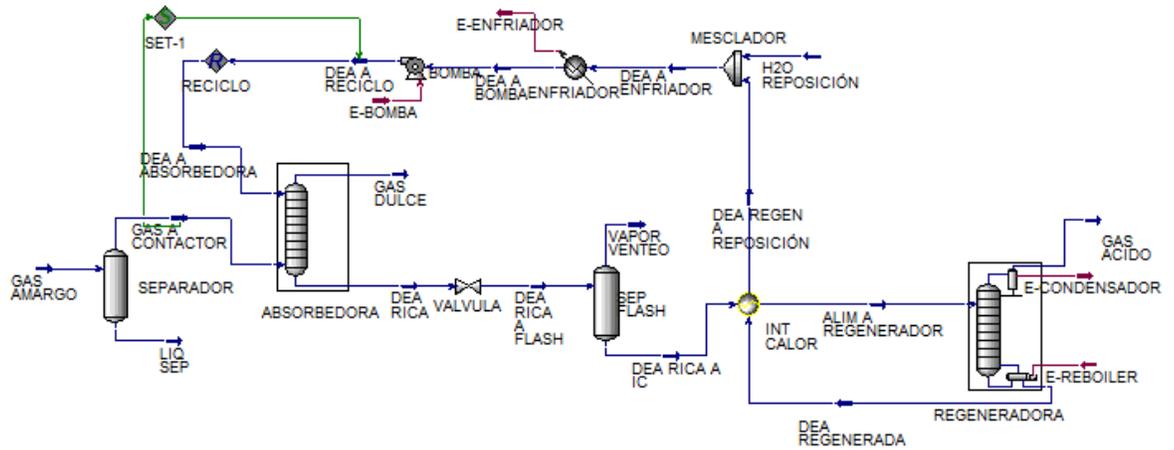
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 24 ESPECIFICACIONES DE RECICLO



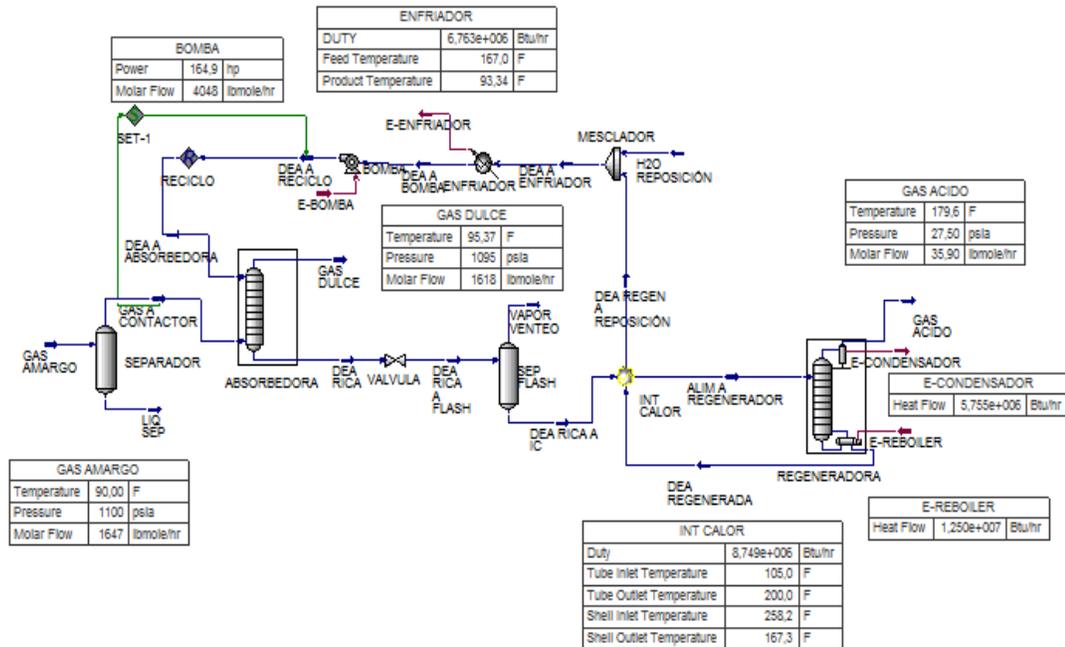
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 25 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS EN LA PLANTA CARRASCO



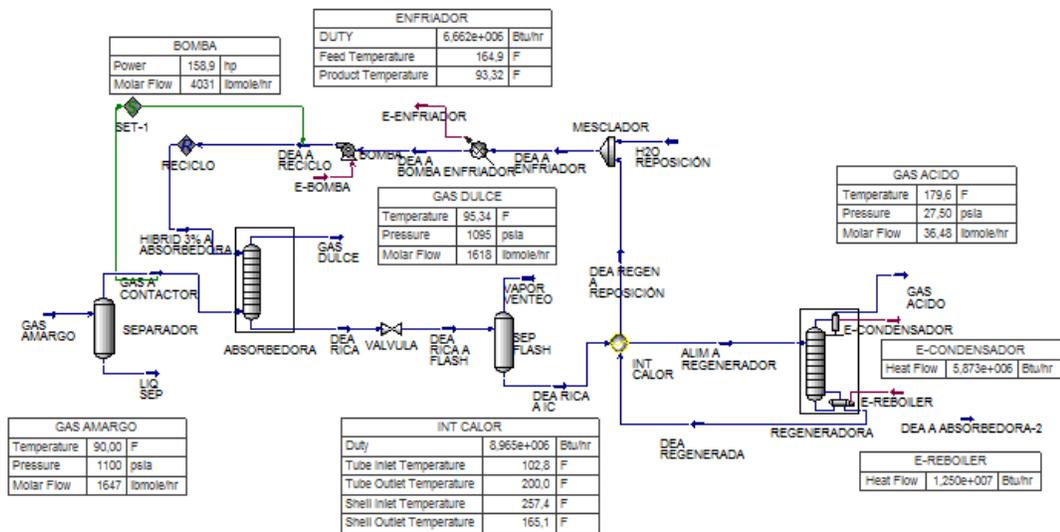
Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.8

ILUSTRACIÓN 26 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON HYSYS APLICADO A LA PLANTA CARRASCO



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.8

ILUSTRACIÓN 27 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON SOLVENTE HÍBRIDO AL 3%



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 28 DETALLE DE LOS RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 3% HIBRIDO

BOMBA		
Power	158,9	hp
Molar Flow	4031	lbmole/hr

ENFRIADOR		
DUTY	6,662e+006	Btu/hr
Feed Temperature	164,9	F
Product Temperature	93,32	F

GAS DULCE		
Temperature	95,34	F
Pressure	1095	psia
Molar Flow	1618	lbmole/hr

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 29 RESULTADOS ENERGÉTICOS CON SOLVENTE AL 3% HÍBRIDO

INT CALOR		
Duty	8,965e+006	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	102,8	F
Tube Outlet Temperature	200,0	F
Shell Inlet Temperature	257,4	F
Shell Outlet Temperature	165,1	F

E-CONDENSADOR		
Heat Flow	5,873e+006	Btu/hr

E-REBOILER		
Heat Flow	1,250e+007	Btu/hr

GAS ACIDO		
Temperature	179,6	F
Pressure	27,50	psia
Molar Flow	36,48	lbmole/hr

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 30 DATOS DE LA TORRE CONTACTORA CON LA SOLUCIÓN AL 3%

Name	HIBRID 3% A ABSORBEDORA	GAS A CONTACTOR	GAS DULCE	DEA RICA
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [F]	95,00	90,00	95,34	100,6
Pressure [psia]	1095	1100	1095	1100
Molar Flow [lbmole/hr]	4031	1647	1618	4059
Mass Flow [lb/hr]	1,023e+005	2,866e+004	2,749e+004	1,035e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6754	6258	6146	6866
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,320e+005	-3,483e+004	-3,276e+004	-1,322e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-48,72	-28,79	-29,11	-48,35
Heat Flow [Btu/hr]	-5,322e+008	-5,737e+007	-5,302e+007	-5,365e+008

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 31 COMPOSICIÓN MOLAR TORRE CONTACTORA AL 3% DE SOLUCIÓN HIBRIDA

Column: ABSORBEDORA / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Acid Gas

	HIBRID 3% A ABS	GAS A CONTACTC	GAS DULCE	DEA RICA
Nitrogen	0,0000	0,0036	0,0036	0,0000
CO2	0,0155	0,0155	0,0001	0,0216
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,8903	0,0000	0,0016	0,8834
DEAmine	0,0751	0,0000	0,0000	0,0746
NaOH	0,0191	0,0000	0,0000	0,0190
Methane	0,0000	0,9191	0,9321	0,0013
Ethane	0,0000	0,0607	0,0615	0,0001
Propane	0,0000	0,0010	0,0011	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Parent Environment... Run Reset Converged Update Outlets Inoperat

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 32 PROPIEDADES DEL AGUA DE REPOSICIÓN

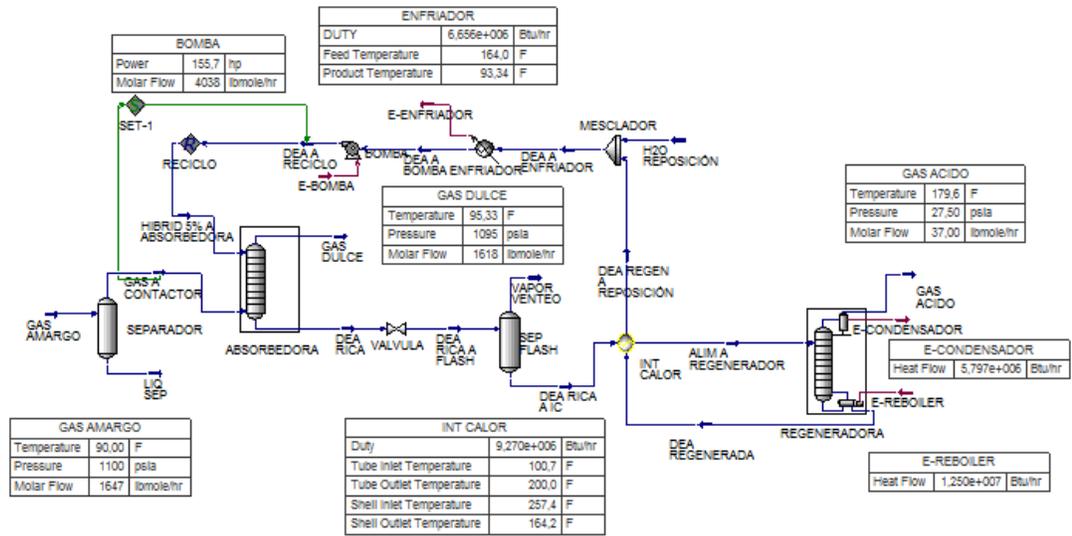
Material Stream: H2O REPOSICIÓN

Worksheet	Stream Name	H2O REPOSICIÓN	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction		0,0000	1,0000
Temperature [F]		70,00	70,00
Pressure [psia]		21,50	21,50
Molar Flow [lbmole/hr]		12,69	12,69
Mass Flow [lb/hr]		228,7	228,7
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]		15,69	15,69
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]		-1,230e+005	-1,230e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]		-39,20	-39,20
Heat Flow [Btu/hr]		-1,561e+006	-1,561e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]		15,67	15,67
Fluid Package		Basis-1	
Utility Type			

OK

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 33 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON AMINA HÍBRIDA AL 5%



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 34 RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 5% HÍBRIDO

BOMBA		
Power	155,7	hp
Molar Flow	4038	lbmole/hr

ENFRIADOR		
DUTY	6,656e+006	Btu/hr
Feed Temperature	164,0	F
Product Temperature	93,34	F

GAS DULCE		
Temperature	95,33	F
Pressure	1095	psia
Molar Flow	1618	lbmole/hr

ILUSTRACIÓN 35 RESULTADOS ENERGÉTICOS DE SOLVENTE AL 5% HÍBRIDO

INT CALOR		
Duty	9,270e+006	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	100,7	F
Tube Outlet Temperature	200,0	F
Shell Inlet Temperature	257,4	F
Shell Outlet Temperature	164,2	F

E-REBOILER		
Heat Flow	1,250e+007	Btu/hr

E-CONDENSADOR		
Heat Flow	5,797e+006	Btu/hr

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 36 PROPIEDADES AGUA DE REPOSICIÓN AL 5%

Material Stream: H2O REPOSICIÓN

Worksheet	Attachments	Dynamics	H2O REPOSICIÓN		Aqueous Phase
Conditions			Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties			Temperature [F]	70,00	70,00
Composition			Pressure [psia]	21,50	21,50
Oil & Gas Feed			Molar Flow [lbmole/hr]	12,70	12,70
Petroleum Assay			Mass Flow [lb/hr]	228,8	228,8
K Value			Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	15,70	15,70
Electrolytes			Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,230e+005	-1,230e+005
User Variables			Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-39,20	-39,20
Notes			Heat Flow [Btu/hr]	-1,562e+006	-1,562e+006
Cost Parameters			Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	15,68	15,68
Normalized Yields			Fluid Package	Basis-1	
Acid Gas			Utility Type		

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 37 PROPIEDADES TORRE CONTACTORA CON SOLUCIÓN HÍBRIDA AL 5%

Column: ABSORBEDORA / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Acid Gas

Design	Parameters	Side Ops	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet								
Conditions	Name				HIBRID 5% A ABSORBEDORA @COL1	GAS A CONTACTOR @COL1	GAS DULCE @COL1	DEA RICA @COL1
Properties	Vapour				0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Compositions	Temperature [F]				95,00	90,00	95,33	98,62
PF Specs	Pressure [psia]				1095	1100	1095	1100
	Molar Flow [lbmole/hr]				4038	1647	1618	4066
	Mass Flow [lb/hr]				1,029e+005	2,866e+004	2,749e+004	1,040e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]				6754	6258	6146	6866
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]				-1,334e+005	-3,483e+004	-3,277e+004	-1,335e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]				-48,19	-28,79	-29,10	-47,86
	Heat Flow [Btu/hr]				-5,385e+008	-5,737e+007	-5,303e+007	-5,429e+008

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 38 COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE TORRE CONTACTORA CON SOLUCIÓN HÍBRIDA AL 5%

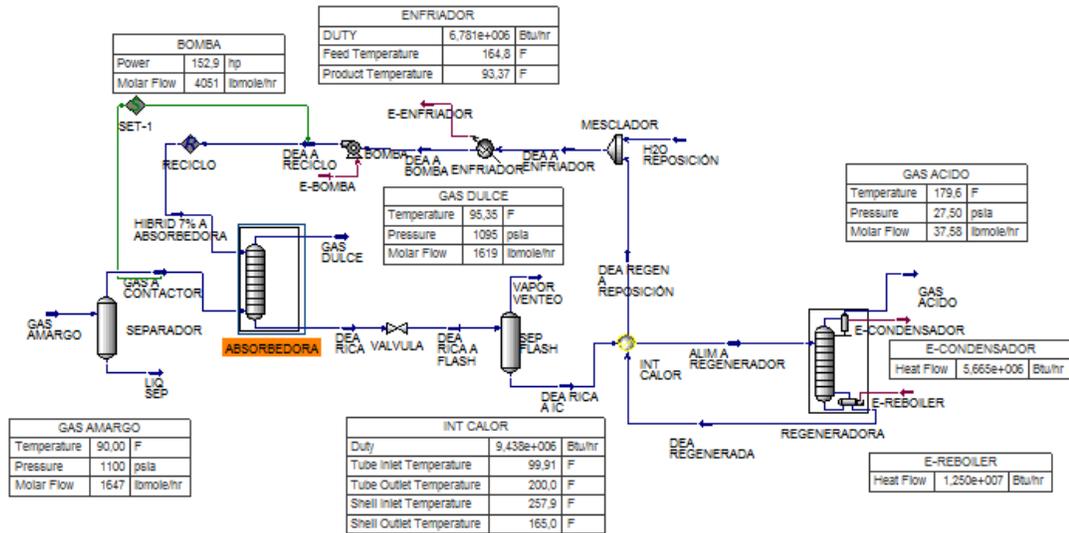
Column: ABSORBEDORA / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Acid Gas

	HIBRID 5% A ABSOR	GAS A CONTACTOR	GAS DULCE	DEA RICA
Nitrogen	0,0000	0,0036	0,0036	0,0000
CO2	0,0229	0,0155	0,0001	0,0290
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,8743	0,0000	0,0016	0,8675
DEAmine	0,0707	0,0000	0,0000	0,0702
NaOH	0,0321	0,0000	0,0000	0,0319
Methane	0,0000	0,9191	0,9320	0,0013
Ethane	0,0000	0,0607	0,0615	0,0001
Propane	0,0000	0,0010	0,0011	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Converged

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 39 SIMULACIÓN DE ENDULZAMIENTO CON AMINA HÍBRIDA AL 7%



Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.0

ILUSTRACIÓN 40 RESULTADOS PRINCIPALES CON SOLVENTE AL 7% HÍBRIDO

BOMBA	
Power	152,9 hp
Molar Flow	4051 lbmole/hr

ENFRIADOR		
DUTY	6,781e+006	Btu/hr
Feed Temperature	164,8	F
Product Temperature	93,37	F

GAS DULCE		
Temperature	95,35	F
Pressure	1095	psia
Molar Flow	1619	lbmole/hr

ILUSTRACIÓN 41 RESULTADOS ENERGÉTICOS CON SOLVENTE 7% HÍBRIDO

INT CALOR		
Duty	9,438e+006	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	99,91	F
Tube Outlet Temperature	200,0	F
Shell Inlet Temperature	257,9	F
Shell Outlet Temperature	165,0	F

E-REBOILER		
Heat Flow	1,250e+007	Btu/hr

GAS ACIDO		
Temperature	179,6	F
Pressure	27,50	psia
Molar Flow	37,58	lbmole/hr

ILUSTRACIÓN 42 PROPIEDADES AGUA DE REPOSICIÓN AL 7% DE SOLUCIÓN HÍBRIDA

Material Stream: H2O REPOSICIÓN

Worksheet	Stream Name	H2O REPOSICIÓN	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	70,00	70,00
Composition	Pressure [psia]	21,50	21,50
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	12,84	12,84
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	231,3	231,3
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	15,87	15,87
Electrolytes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,230e+005	-1,230e+005
User Variables	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-39,20	-39,20
Notes	Heat Flow [Btu/hr]	-1,579e+006	-1,579e+006
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	15,85	15,85
Normalized Yields	Fluid Package	Basis-1	
Acid Gas	Utility Type		

Fuente: SIMULADOR HYSYS 8.8

FICHA TÉCNICA DE CA(OH)₂

ILUSTRACIÓN 43 FICHA DE SEGURIDAD DE CA(OH)₂

Ficha de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) no 1907/2006 (REACH) modificado por 2020/878/UE



Hidróxido de calcio ≥96 % polvo

número de artículo: **3529**
Versión: **4.0 es**
Reemplaza la versión de: 29.08.2022
Versión: (3)

fecha de emisión: 10.12.2015
Revisión: 02.03.2024

SECCIÓN 1. Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

1.1 Identificador de producto

Identificación de la sustancia	Hidróxido de calcio ≥96 % polvo
Número de artículo	3529
Número de registro (REACH)	01-2119475151-45-XXXX
Número CE	215-137-3
Número CAS	1305-62-0

1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconsejados

Usos pertinentes identificados:	Producto químico de laboratorio Uso analítico y de laboratorio
Usos desaconsejados:	No utilizar para propósitos privados (domésticos). Alimentos, bebidas y piensos.

1.3 Datos del proveedor de la ficha de datos de seguridad

Carl Roth GmbH + Co. KG
Schoemperlenstr. 3-5
D-76185 Karlsruhe
Alemania

Teléfono: +49 (0) 721 - 56 06 0
Fax: +49 (0) 721 - 56 06 149
e-mail: sicherheit@carlroth.de
Sitio web: www.carlroth.de

Persona competente responsable de la ficha de datos de seguridad: Department Health, Safety and Environment

e-mail (persona competente): sicherheit@carlroth.de

Proveedor (importador):
QUIMIVITA S.A.
Calle Balmes 245, 6a Planta
08006 Barcelona
+34 932 380 094
-
ranguita@quimivita.es
www.quimivita.es

1.4 Teléfono de emergencia

Nombre	Calle	Código postal/ ciudad	Teléfono	Sitio web
Servicio de Información Toxicológica (SIT)		28232 Madrid	+34 91 562 0420	https://www.mjusticia.gob.es/es/institucional/organismos/instituto-nacional/servicios/servicio-informacion

Ficha de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) no 1907/2006 (REACH) modificado por 2020/878/UE



Hidróxido de calcio ≥96 % polvo

número de artículo: 3529

1.5 Importador

QUIMIVITA S.A.
Calle Balmes 245, 6a Planta
08006 Barcelona
España

Teléfono: +34 932 380 094

Fax: -

e-Mail: ranguita@quimivita.es

Sitio web: www.quimivita.es

SECCIÓN 2. Identificación de los peligros

2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla

Clasificación según el Reglamento (CE) no 1272/2008 (CLP)

Sección	Clase de peligro	Categoría	Clase y categoría de peligro	Indicación de peligro
3.2	Corrosión o irritación cutáneas	2	Skin Irrit. 2	H315
3.3	Lesiones oculares graves o irritación ocular	1	Eye Dam. 1	H318
3.8R	Toxicidad específica en determinados órganos - exposición única (irritación de las vías respiratorias)	3	STOT SE 3	H335

Véase el texto completo en la SECCIÓN 16

2.2 Elementos de la etiqueta

Etiquetado según el Reglamento (CE) no 1272/2008 (CLP)

Palabra de advertencia

Peligro

Pictogramas

GHS05, GHS07



Indicaciones de peligro

H315 Provoca irritación cutánea
H318 Provoca lesiones oculares graves
H335 Puede irritar las vías respiratorias

Consejos de prudencia

Consejos de prudencia - prevención

P260 No respirar el polvo
P280 Llevar guantes/prendas/gafas/máscara de protección

Consejos de prudencia - respuesta

P302+P352 EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL: Lavar con abundante agua
P305+P351+P338 EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Enjuagar con agua cuidadosamente durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto cuando estén presentes y pueda hacerse con facilidad. Proseguir con el lavado
P310 Llamar inmediatamente a un CENTRO DE TOXICOLOGÍA/médico

Ficha de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) no 1907/2006 (REACH) modificado por 2020/878/UE



Hidróxido de calcio ≥ 96 % polvo

número de artículo: 3529

Etiquetado de los envases cuyo contenido no excede de 125 ml

Palabra de advertencia: **Peligro**

Símbolo(s)



H318

Provoca lesiones oculares graves.

H335

Puede irritar las vías respiratorias.

P280

Llevar guantes/prendas/gafas/máscara de protección.

P305+P351+P338

EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Enjuagar con agua cuidadosamente durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto cuando estén presentes y pueda hacerse con facilidad. Proseguir con el lavado.

P310

Llamar inmediatamente a un CENTRO DE TOXICOLOGIA/médico.

2.3 Otros peligros

Resultados de la valoración PBT y mPmB

La evaluación de esta sustancia determina que no es PBT ni mPmB.

Propiedades de alteración endocrina

No contiene un alterador endocrino (ED) en una concentración de $\geq 0,1\%$.

SECCIÓN 3. Composición/información sobre los componentes

3.1 Sustancias

Nombre de la sustancia	Hidróxido de calcio
Fórmula molecular	Ca(OH)_2
Masa molar	74,09 g/mol
No de Registro REACH	01-2119475151-45-XXXX
No CAS	1305-62-0
No CE	215-137-3

SECCIÓN 4. Primeros auxilios

4.1 Descripción de los primeros auxilios



Notas generales

Quitar las prendas contaminadas.

En caso de inhalación

Proporcionar aire fresco. Si aparece malestar o en caso de duda consultar a un médico.

En caso de contacto con la piel

Aclararse la piel con agua/ducharse. En caso de irritaciones cutáneas, consultar a un dermatólogo.

En caso de contacto con los ojos

En caso de contacto con los ojos aclarar inmediatamente los ojos abiertos bajo agua corriente durante 10 o 15 minutos y consultar al oftalmólogo.

En caso de ingestión

Ficha de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) no 1907/2006 (REACH) modificado por 2020/878/UE



Hidróxido de calcio ≥ 96 % polvo

número de artículo: 3529

Enjuagarse la boca. Llamar a un médico si la persona se encuentra mal.

4.2 Principales síntomas y efectos, agudos y retardados

Peligro de ceguera, Riesgo de lesiones oculares graves, Irritación, Tos, Ahogos

4.3 Indicación de toda atención médica y de los tratamientos especiales que deban dispensarse inmediatamente

ninguno

SECCIÓN 5. Medidas de lucha contra incendios

5.1 Medios de extinción



Medios de extinción apropiados

medidas coordinadas de lucha contra incendios en el entorno!
agua, espuma, espuma resistente al alcohol, polvo extinguidor seco, polvo ABC

Medios de extinción no apropiados

chorro de agua

5.2 Peligros específicos derivados de la sustancia o la mezcla

No combustible.

5.3 Recomendaciones para el personal de lucha contra incendios

En caso de incendio y/o de explosión no respire los humos. Luchar contra el incendio desde una distancia razonable, tomando las precauciones habituales. Llevar un aparato de respiración autónomo.

SECCIÓN 6. Medidas en caso de vertido accidental

6.1 Precauciones personales, equipo de protección y procedimientos de emergencia



Para el personal que no forma parte de los servicios de emergencia

Utilizar el equipo de protección individual obligatorio. Evitar el contacto con la piel, los ojos y la ropa. No respirar el polvo.

6.2 Precauciones relativas al medio ambiente

Mantener el producto alejado de los desagües y de las aguas superficiales y subterráneas. Retener y eliminar el agua de lavado contaminada.

6.3 Métodos y material de contención y de limpieza

Consejos sobre la manera de contener un vertido

Cierre de desagües. Recoger mecánicamente.

Indicaciones adecuadas sobre la manera de limpiar un vertido

Recoger mecánicamente. Control del polvo.

Otras indicaciones relativas a los vertidos y las fugas

Colocar en recipientes apropiados para su eliminación.

Ficha de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) no 1907/2006 (REACH) modificado por 2020/878/UE



Hidróxido de calcio ≥ 96 % polvo

número de artículo: 3529

6.4 Referencia a otras secciones

Productos de combustión peligrosos: véase sección 5. Equipo de protección personal: véase sección 8. Materiales incompatibles: véase sección 10. Consideraciones relativas a la eliminación: véase sección 13.

SECCIÓN 7. Manipulación y almacenamiento

7.1 Precauciones para una manipulación segura

Prever una ventilación suficiente. Evitar la producción de polvo.

Medidas de prevención de incendios, así como las destinadas a impedir la formación de partículas en suspensión y polvo

Eliminación de depósitos de polvo.

Recomendaciones sobre medidas generales de higiene en el trabajo

Lavar las manos antes de las pausas y al fin del trabajo. Manténgase lejos de alimentos, bebidas y piensos.

7.2 Condiciones de almacenamiento seguro, incluidas posibles incompatibilidades

Almacenar en un lugar seco.

Sustancias o mezclas incompatibles

Observe el almacenamiento compatible de productos químicos.

Atención a otras indicaciones:

Requisitos de ventilación

Utilización de ventilación local y general.

Diseño específico de locales o depósitos de almacenamiento

Temperatura recomendada de almacenamiento: 15 - 25 °C

7.3 Usos específicos finales

No hay información disponible.

EQUIPOS DE LA PLANTA DE AMINAS CARRASCO

ILUSTRACIÓN 44 SISTEMA DE LINEA DE RECOLECCIÓN DE LA PLANTA



Fuente: YPFB Chaco S.A.

ILUSTRACIÓN 45 FILTRO SEPARADOR DE ENTRADA A LA PLANTA



Fuente: YPFB Chaco S.A.

ILUSTRACIÓN 46 TORRE DE REGENERACIÓN



Fuente: YPF Chaco S.A.

ILUSTRACIÓN 47 INTERCAMBIADOR DE CALOR – TORRE REGENERADORA



Fuente: YPF Chaco S.A.

ILUSTRACIÓN 48 TANQUE DE ABASTECIMIENTO DE AMINAS



Fuente: YPFB Chaco S.A.

ILUSTRACIÓN 49 SISTEMA DE BOMBEO



Fuente: YPFB Chaco S.A.

NOMBRE: YAMIR BAUTISTA QUIJO

CORREO: bautista7yam@gmail.com

CEL: 77531793



**DIRECCIÓN DE DERECHO DE AUTOR
Y DERECHOS CONEXOS
RESOLUCIÓN ADMINISTRATIVA NRO. 1-3413/2024
La Paz, 31 de octubre de 2024**

VISTOS:

La solicitud de Inscripción de Derecho de Autor presentada en fecha **28 de octubre de 2024**, por **YAMIR BAUTISTA QUIJO** con **C.I. N° 9981060 LP**, con número de trámite **DA 1953/2024**, señala la pretensión de inscripción del Proyecto de Grado titulado: **"ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA ELIMINACIÓN DE CO2 EMPLEANDO UNA SOLUCIÓN HÍBRIDO - ALCALINA EN LA PLANTA CARRASCO"**, cuyos datos y antecedentes se encuentran adjuntos y expresados en el Formulario de Declaración Jurada.

CONSIDERANDO:

Que, en observación al Artículo 4º del Decreto Supremo N° 27938 modificado parcialmente por el Decreto Supremo N° 28152 el *"Servicio Nacional de Propiedad Intelectual SENAPI, administra en forma desconcentrada e integral el régimen de la Propiedad Intelectual en todos sus componentes, mediante una estricta observancia de los regímenes legales de la Propiedad Intelectual, de la vigilancia de su cumplimiento y de una efectiva protección de los derechos de exclusiva referidos a la propiedad industrial, al derecho de autor y derechos conexos; constituyéndose en la oficina nacional competente respecto de los tratados internacionales y acuerdos regionales suscritos y adheridos por el país, así como de las normas y regímenes comunes que en materia de Propiedad Intelectual se han adoptado en el marco del proceso andino de integración"*.

Que, el Artículo 16º del Decreto Supremo N° 27938 establece *"Como núcleo técnico y operativo del SENAPI funcionan las Direcciones Técnicas que son las encargadas de la evaluación y procesamiento de las solicitudes de derechos de propiedad intelectual, de conformidad a los distintos regímenes legales aplicables a cada área de gestión"*. En ese marco, la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos otorga registros con carácter declarativo sobre las obras del ingenio cualquiera que sea el género o forma de expresión, sin importar el mérito literario o artístico a través de la inscripción y la difusión, en cumplimiento a la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, Ley de Derecho de Autor N° 1322, Decreto Reglamentario N° 23907 y demás normativa vigente sobre la materia.

Que, la solicitud presentada cumple con: el Artículo 6º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, el Artículo 26º inciso a) del Decreto Supremo N° 23907 Reglamento de la Ley de Derecho de Autor, y con el Artículo 4º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina.

Que, de conformidad al Artículo 18º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor en concordancia con el Artículo 18º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, referentes a la duración de los Derechos Patrimoniales, los mismos establecen que: *"la duración de la protección concedida por la presente ley será para toda la vida del autor y por 50 años después de su muerte, a favor de sus herederos, legatarios y cesionarios"*

Que, se deja establecido en conformidad al Artículo 4º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, y Artículo 7º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina que: *"...No son objeto de protección las ideas contenidas en las obras literarias, artísticas, o el contenido ideológico o técnico de las obras científicas ni su aprovechamiento industrial o comercial"*

Que, el artículo 4, inciso e) de la ley N° 2341 de Procedimiento Administrativo, instituye que: *"... en la relación de los particulares con la Administración Pública, se presume el principio de buena fe. La confianza, la cooperación y la lealtad en la actuación de los servidores públicos y de los"*



ciudadanos ...", por lo que se presume la buena fe de los administrados respecto a las solicitudes de registro y la declaración jurada respecto a la originalidad de la obra.

POR TANTO:

El Director de Derecho de Autor y Derechos Conexos sin ingresar en mayores consideraciones de orden legal, en ejercicio de las atribuciones conferidas.

RESUELVE:

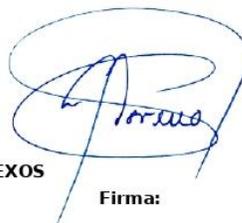
INSCRIBIR en el Registro de Tesis, Proyectos de Grado, Monografías y Otras Similares de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos, el Proyecto de Grado titulado: "**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA ELIMINACIÓN DE CO2 EMPLEANDO UNA SOLUCIÓN HÍBRIDO - ALCALINA EN LA PLANTA CARRASCO**" a favor del autor y titular: **YAMIR BAUTISTA QUIJO** con **C.I. N° 9981060 LP**, quedando amparado su derecho conforme a Ley, salvando el mejor derecho que terceras personas pudieren demostrar.

Regístrese, Comuníquese y Archívese.

CASA/lm

Firmado Digitalmente por:

Servicio Nacional de Propiedad Intelectual - SENAPI
CARLOS ALBERTO SORUCO ARROYO
DIRECTOR DE DERECHO DE AUTOR Y DERECHOS CONEXOS
LA PAZ - BOLIVIA



Firma:



K00xn4Ln2Km41E

PARA LA VALIDACIÓN DEL PRESENTE DOCUMENTO INGRESAR A LA PÁGINA WEB www.senapi.gob.bo/verificacion Y COLOCAR CÓDIGO DE VERIFICACIÓN O ESCANEAR CÓDIGO QR.



Oficina Central - La Paz
Av. Montes, N° 515,
entre Esq. Uruguay y
C. Batallón Illimani.
Telfs.: 2115700
2119276 - 2119251

Oficina - Santa Cruz
Av. Uruguay, Calle
prolongación Quijarro,
N° 29, Edif. Bicentenario.
Telfs.: 3121752 - 72042936

Oficina - Cochabamba
Calle Bolívar, N° 737,
entre 16 de Julio y Antezana.
Telfs.: 4141403 - 72042957

Oficina - El Alto
Av. Juan Pablo II, N° 2560
Edif. Multicentro El Ceibo
Ltda. Piso 2, Of. 5B,
Zona 16 de Julio.
Telfs.: 2141001 - 72043029

Oficina - Chuquisaca
Calle Kilómetro 7, N° 366
casi esq. Urmilagoitia,
Zona Parque Bolívar.
Telf.: 72005873

Oficina - Tarija
Av. La Paz, entre
Calles Ciro Trigo y Avaroa
Edif. Santa Clara, N° 243.
Telf.: 72015286

Oficina - Oruro
Calle 6 de Octubre, N° 5837,
entre Ayacucho
y Junín, Galería Central,
Of. 14.
Telf.: 67201288

Oficina - Potosí
Av. Villazón entre calles
Wenceslao Alba y San Alberto,
Edif. AM. Salinas N° 242,
Primer Piso, Of. 17.
Telf.: 72018160

