

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS

FACULTAD DE INGENIERÍA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**“ELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA APLICADA A LA
OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DEL PROCESO DE
REMOCIÓN DE CO₂ EN LA PLANTA DE YAPACANÍ”**

Postulante: Ruben Chipana Maynes

Asesor: Ing. Marco Montesinos Montesinos

LA PAZ – BOLIVIA

2021



**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

A Dios, por todo lo dado en esta vida y la oportunidad de culminar esta etapa profesional de gran importancia. A mi madre Rosa Maynes Elasaca, quien es la inspiración constante para seguir y levantar la mirada hacia adelante. A mi padre Agustín Chipana Quispe, por contar con su afecto a pesar de la distancia, A mi hermana Patty Rosa, quien es mi mayor bendición. A mis amigos por cada palabra de aliento que me han brindado. A mis docentes, por su tiempo, por su apoyo y el conocimiento compartido en desarrollo de mi formación profesional.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, doy infinitamente gracias a Dios, por el consuelo en momentos de tristeza y la fortaleza para superar los obstáculos que traen los días.

Al M. Sc. Ing. Marco Montesinos Montesinos, por aceptar ser Docente Asesor del presente Proyecto, por las palabras de aliento y la paciencia prestada.

A todos los docentes de la Universidad Mayor de San Andrés en especial de la carrera de Ingeniería Petrolera por los conocimientos brindados.

A mi madre y hermana, quienes no dejaron de alentarme y estuvieron siempre para ayudarme en momentos difíciles y compartir aquellos gratos. A mi padre, por la confianza depositada en mis decisiones. Y finalmente a todas mis amistades, a los cuales debo agradecer también su constante apoyo.

CONTENIDO

DEDICATORIA	II
AGRADECIMIENTOS	III
CONTENIDO	IV
ÍNDICE DE FIGURAS	X
ÍNDICE DE TABLAS	XIII
GLOSARIO TÉCNICO	XVI
SIMBOLOGÍA	XIX
ACRÓNIMOS	XXI
RESUMEN EJECUTIVO	1
ABSTRACT	3
CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN.....	5
1.1 GENERALIDADES.....	5
1.2 ANTECEDENTES.....	6
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	7
1.4 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.....	9
1.5 OBJETIVOS.....	9
1.5.1 <i>Objetivo General</i>	9
1.5.2 <i>Objetivos Específicos</i>	9
1.6 JUSTIFICACIÓN.....	10
1.6.1 <i>Justificación Técnica</i>	10
1.6.2 <i>Justificación Económica</i>	11
1.6.3 <i>Justificación Metodológica</i>	11
1.6.4 <i>Justificación Ambiental</i>	11
1.7 DELIMITACIÓN.....	12
1.7.1 <i>Alcance Temático</i>	12
1.7.2 <i>Alcance Geográfico</i>	12
1.7.3 <i>Limites</i>	12

CAPÍTULO 2 MARCO TEÓRICO.....	13
2.1 EL GAS NATURAL.....	13
2.1.1 <i>Categorización del gas natural.</i>	13
2.1.1.1 Clasificación por su origen.	13
2.1.1.2 Clasificación por su composición.	14
2.1.2 <i>Componentes del Gas Natural</i>	14
2.2 IMPUREZAS DEL GAS NATURAL.....	16
2.2.1 <i>Agua</i>	17
2.2.2 <i>CO₂</i>	18
2.2.3 <i>H₂S</i>	18
2.2.4 <i>Hg</i>	19
2.2.5 <i>N₂</i>	20
2.3 ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	20
2.3.1 <i>Contrato de Compra y Venta de Gas Natural.</i>	21
2.3.2 <i>Especificaciones del gas natural.</i>	21
2.4 PROCESOS PARA EL ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL	22
2.5 PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS	24
2.5.1 <i>Equipos de la Planta de Aminas</i>	26
2.5.1.1 Pre-tratamiento del gas de alimentación	27
2.5.1.2 Knock out Drum/Scrubber	27
2.5.1.3 Contactora.....	27
2.5.1.4 Separador de Amina Rica	28
2.5.1.5 Intercambiador de calor	28
2.5.1.6 Regeneradora	29
2.5.1.7 Enfriador de Reflujo	29
2.5.1.8 Separador de Reflujo	29
2.5.1.9 Bombas	30
2.5.1.10 Equipos Adicionales	30
2.5.2 <i>Desventajas del proceso de endulzamiento con aminas.</i>	31
2.5.2.1 Problemas operacionales.....	31
2.5.2.2 Demanda de energía.....	31
2.6 INCORPORACIÓN DE VAPOR RE-COMPRESO	32
2.7 INCORPORACIÓN POR VAPOR CON RE-COMPRESO Y CORRIENTES SEPARADAS	34
2.8 PROCEDIMIENTO MEJORADO DEL FLUJO DIVIDIDO	35
2.9 INTERCAMBIO DE CALOR INTERNO.....	36

2.10	ALCANOLAMINAS	37
2.10.1	<i>Aminas utilizadas en el proceso de absorción</i>	38
2.10.1.1	Monoetanolamina (MEA)	38
2.10.1.2	Dietanolamina (DEA)	39
2.10.1.3	Diglicolamina (DGA)	40
2.10.1.4	Metildietanolamina (MDEA)	41
2.10.2	<i>Mecanismos de reacción de aminas en el tratamiento de gas ácido</i>	42
2.10.2.1	Mecanismo de reacción para H ₂ S	43
2.10.2.2	Mecanismo de reacción para CO ₂	44
2.11	SIMULACIÓN DE PROCESOS	45
2.11.1	<i>Análisis de procesos</i>	47
2.11.2	<i>Ventajas y Desventajas de los Modelos de Simulación</i>	47
2.11.2.1	Ventajas	48
2.11.2.2	Desventajas	48
2.11.3	<i>Simulador HYSYS V8.8</i>	48
2.11.3.1	Herramientas de Trabajo	49
2.11.3.2	Paquete de propiedades de Aminas	50
2.11.3.3	Herramienta HYSYS Economics	51
2.11.3.4	Ventajas del Software	52
2.12	EFICIENCIA ENERGÉTICA	53
2.13	REVISIÓN ENERGÉTICA	54
2.13.1	<i>Sistema de Gestión de la Energía – ISO 50001</i>	54
2.14	EVALUACIÓN FINANCIERO DE PROYECTOS	55
2.14.1	<i>Enfoque Costo – Beneficio</i>	55
2.14.2	<i>Enfoque Costo – Eficiencia</i>	56
CAPÍTULO 3 PROCESO DE REMOCIÓN DE CO₂ DE LA PLANTA DE YAPACANÍ.....		57
3.1	PLANTA DE YAPACANÍ	57
3.1.1	<i>Ubicación geográfica de la Planta de Yapacaní</i>	58
3.1.2	<i>Capacidad de Procesamiento</i>	59
3.2	PROCESO DE REMOCIÓN DE CO ₂ DE LA PLANTA DE YAPACANÍ	60
3.2.1	<i>Sección Contactora</i>	61
3.2.2	<i>Sección Intercambiador de Calor</i>	63
3.2.3	<i>Sección Regeneradora</i>	65

CAPÍTULO 4 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE CO₂ DE LA PLANTA DE YAPACANÍ E INCORPORACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA. 69

4.1	CRITERIOS BASE DE LA SIMULACIÓN.	69
4.1.1	<i>Condiciones Ambientales según la ubicación de la planta.</i>	70
4.1.2	<i>Condiciones generales de la simulación.</i>	70
4.1.3	<i>Composición del gas de alimentación.</i>	71
4.1.4	<i>Composición del gas dulce.</i>	72
4.1.5	<i>Selección de Amina.</i>	73
4.1.6	<i>Condición de operación de los equipos.</i>	74
4.2	SIMULADOR Y MODELO TERMODINÁMICO.	75
4.3	SIMBOLOGÍA DE EQUIPOS EN LAS SIMULACIONES.	76
4.4	SIMULACIÓN DE LA PLANTA BASE.	76
4.4.1	<i>Sección Contactora – Planta Base.</i>	77
4.4.2	<i>Sección Intercambiador de Calor – Planta Base.</i>	79
4.4.3	<i>Sección Regeneradora – Planta Base.</i>	81
4.5	SIMULACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA.	85
4.5.1	<i>Simulación de la Tecnología 1 – Incorporación de Vapor Re-comprimido.</i>	86
4.5.2	<i>Simulación de la Tecnología 2 – Incorporación de Vapor Re-comprimido y Corrientes Separadas.</i>	88
4.5.3	<i>Tecnología 3 - Procedimiento Mejorado del flujo Dividido.</i>	91
4.5.4	<i>Tecnología 4 - Intercambio de calor interno.</i>	93
CAPÍTULO 5 ANÁLISIS PARAMÉTRICO Y EVALUACIÓN ENERGÉTICA		96

5.1	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARAMÉTRICO.	96
5.1.1	<i>Análisis Paramétrico - Planta Base</i>	97
5.1.1.1	<i>Sección Contactora – Planta Base.</i>	97
5.1.1.2	<i>Sección de Intercambio de Calor – Planta Base.</i>	103
5.1.1.3	<i>Sección Regeneradora – Planta Base</i>	105
5.1.2	<i>Análisis Paramétrico de la Tecnología 1 - Incorporación de Vapor Re-comprimido.</i>	108
5.1.2.1	<i>Sección Contactora – Tecnología 1.</i>	108
5.1.2.2	<i>Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 1.</i>	108
5.1.2.3	<i>Sección Regeneradora – Tecnología 1.</i>	110
5.1.3	<i>Análisis Paramétrico de la Tecnología 2 - Incorporación de Vapor Re-comprimido y Corrientes separadas.</i>	112
5.1.3.1	<i>Sección Contactora – Tecnología 2.</i>	112

5.1.3.2	Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 2.....	113
5.1.3.3	Sección Regeneradora – Tecnología 2.....	114
5.1.4	<i>Análisis Paramétrico de la Tecnología 3 - Procedimiento mejorado de Flujo Dividido.</i> ..	116
5.1.4.1	Sección Contactora – Tecnología 3.	116
5.1.4.2	Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 3.....	117
5.1.4.3	Sección Regeneradora – Tecnología 3.....	118
5.1.5	<i>Análisis Paramétrico de la Tecnología 4 – Intercambio de Calor Interno.</i>	122
5.1.5.1	Sección Contactora – Tecnología 4.	122
5.1.5.2	Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 4.....	122
5.1.5.3	Sección Regeneradora – Tecnología 4.....	123
5.2	EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE LAS TECNOLOGÍAS.	125
5.2.1	<i>Calor requerido en el Reboiler.</i>	126
5.2.2	<i>Potencia en Compresores y Bombas.</i>	127
5.2.3	<i>Resultados de la Evaluación Energética.</i>	128
CAPÍTULO 6 EVALUACIÓN ECONÓMICA		130
6.1	COSTOS DE INVERSIÓN (CAPEX).	130
6.2	COSTOS OPERACIONALES (OPEX).	132
6.3	EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS.	136
6.3.1	<i>Valor Actualizado de Costos (VAC).</i>	138
6.3.2	<i>Indicadores de Rentabilidad.</i>	139
6.3.2.1	Valor Actual Neto (VAN).....	139
6.3.2.2	Tasa Interna de Retorno (TIR).	140
6.4	RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	141
CAPÍTULO 7 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....		142
7.1	CONCLUSIONES	142
7.2	RECOMENDACIONES.....	144
BIBLIOGRAFÍA.....		146
ANEXOS.....		152
ANEXO A. CONTRATO DE SERVICIO DE AMPLIACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE YAPACANÍ.....		153
ANEXO B. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO UNIDAD DE AMINA – PLANTA DE YAPACANÍ.....		155

ANEXO C. PLANTA BASE - DFP Y REPORTE DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.8.....	157
ANEXO D. TECNOLOGÍA 1 - DFP Y REPORTE DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.8	164
ANEXO E. TECNOLOGÍA 2 - DFP Y REPORTE DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.8	172
ANEXO F. TECNOLOGÍA 3 - DFP Y REPORTE DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.8.....	181
ANEXO G. TECNOLOGÍA 4 - DFP Y REPORTE DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.8.....	190

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Composición promedio del Gas Natural Boliviano.	15
Figura 2.2 Unidad de endulzamiento con soluciones aminas.	16
Figura 2.3 Procesado de gas natural y condensados.	20
Figura 2.4 Proceso típico de endulzamiento de gas natural con aminas.	25
Figura 2.5 Equipos del proceso típico de la Planta de Aminas.	26
Figura 2.6 Unidad de mayor consumo energético del proceso convencional de MDEA	32
Figura 2.7 Incorporación de vapor de re-compresión.	33
Figura 2.8 Incorporación de Vapor de Re-compresión y Corrientes Separadas.	34
Figura 2.9 Procedimiento Mejorado del Flujo Dividido	35
Figura 2.10 Proceso del intercambio de Calor Interno	36
Figura 2.11 Mecanismos de reacción para H ₂ S.	43
Figura 2.12 Mecanismo de reacción vía formación de carbamato.	44
Figura 2.13 Mecanismo de reacción mediante hidrólisis de CO ₂	45
Figura 2.14 Procedimiento de la Simulación de Procesos.	46
Figura 2.15 Mapeado de la Simulación en HYSYS	52
Figura 2.16 Áreas de estudio del rendimiento energético	53
Figura 3.1 Áreas operadas por YPFB Andina S.A.	57
Figura 3.2 Ubicación de la Planta de Yapacaní.	58
Figura 3.3 Ubicación de la Planta de Yapacaní.	58
Figura 3.4 Esquema de la Planta de Yapacaní.	60
Figura 3.5 Planta de Endulzamiento con Amina - Diseño de Exterran	61
Figura 3.6 Gas de Entrada al Filtro F-402.	62
Figura 3.7 Torre Contactora T-501 y Scrubber V-403.	63
Figura 3.8 Tanque Flash de Aminas Rica V-404	64
Figura 3.9 Intercambiador de Calor E-202.	65
Figura 3.10 Proceso de Reflujo	66
Figura 3.11 Regeneradora de Aminas T-502	67
Figura 3.12 Alimentación a la Contactora T-501	68
Figura 4.1 Selección de Compuestos y Paquete Termodinámico.	77
Figura 4.2 Selección de Compuestos y Paquete Termodinámico.	78
Figura 4.3 Torre Contactora – Simulación Planta Base	79
Figura 4.4 Corrientes de entrada y salida en el Intercambiador de Calor – Simulación Planta Base	80

Figura 4.5 Intercambiador de Calor – Simulación Planta Base.....	80
Figura 4.6 Torre Regeneradora – Simulación Planta Base.....	81
Figura 4.7 Caída de presión y Corrientes de la Torre Regeneradora – Simulación Planta Base.....	82
Figura 4.8 Aero-enfriador de Reflujo – Simulación Planta Base.....	83
Figura 4.9 Separador de Reflujo – Simulación Planta Base.....	83
Figura 4.10 Bombas y Aero-enfriador de amina pobre – Simulación Planta Base.....	84
Figura 4.11 Proceso de Remoción de CO ₂ de la Planta Yapacaní – Simulación Planta Base.....	85
Figura 4.12 Válvula VLV-202 – Simulación Tecnología 1.....	86
Figura 4.13 Separador V-203 y compresor K-200– Simulación Tecnología 1.....	87
Figura 4.14 Bomba P-201– Simulación Tecnología 1.....	87
Figura 4.15 DFP - Simulación Tecnología 1.....	88
Figura 4.16 Intercambiador de calor LNG-300 – Simulación Tecnología 2.....	89
Figura 4.17 DFP - Simulación Tecnología 2.....	90
Figura 4.18 Torre Contactora T-400– Simulación Tecnología 3.....	91
Figura 4.19 Intercambiador de calor LNG-400 – Simulación Tecnología 3.....	92
Figura 4.20 DFP - Simulación Tecnología 3.....	93
Figura 4.21 Intercambiador de Calor E-500 – Simulación Tecnología 4.....	94
Figura 4.22 Intercambiador de Calor E-501 – Simulación Tecnología 4.....	95
Figura 4.23 DFP - Simulación Tecnología 4.....	95
Figura 5.1 Efecto de Numero de Platos en la Contactora - Planta Base.....	99
Figura 5.2 Efecto de Número de Platos en el Reboiler- Planta Base.....	99
Figura 5.3 Efecto de la Temperatura de Amina Pobre en la Contactora - Planta Base.....	101
Figura 5.4 Efecto de la Temperatura de Amina Pobre en Reboiler - Planta Base.....	101
Figura 5.5 Efecto de la Temperatura de Alimentación en la Contactora - Planta Base.....	103
Figura 5.6 Efecto de la Temperatura de Alimentación en el Reboiler - Planta Base.....	103
Figura 5.7 Efecto de la Temperatura de Alimentación en el Reboiler - Planta Base.....	104
Figura 5.8 Efecto de Numero de Platos de la Torre R-100 en el Reboiler - Planta Base.....	106
Figura 5.9 Efecto de la Presión de Operación en el Reboiler - Planta Base.....	106
Figura 5.10 Efecto del Flujo molar de Reflujo en el Reboiler - Planta Base.....	107
Figura 5.11 Entradas y Salidas del intercambiador de Calor para la planta Base y la Tecnología 1.....	109
Figura 5.12 Efecto de la Presión de Salida de K-200 en el Reboiler – Tecnología 1.....	111
Figura 5.13 Efecto de la Presión de Salida de VLV-202 en el Reboiler – Tecnología 1.....	112
Figura 5.14 Entradas y Salidas al Intercambiador de Calor para la Planta Base y la Tecnología 2.....	114
Figura 5.15 Efecto de la Proporción de las Corrientes en el Reboiler – Tecnología 2.....	115
Figura 5.16 Entradas y Salidas al Intercambiador de Calor para la Planta Base y la Tecnología 2.....	118

Figura 5.17 Efecto del Flujo Molar de Reflujo de R-400 en el Reboiler – Tecnología 3.....	120
Figura 5.18 Efecto del Presión de Operación Regeneradora R-400 en el Reboiler – Tecnología 3.....	121
Figura 5.19 Entradas y Salidas del intercambiador de Calor para la planta Base y la Tecnología 4.....	123
Figura 5.20 Efecto del Flujo Molar de Reflujo de R-500 en el Reboiler – Tecnología 4.....	125
Figura 5.21 Consumo Energético del Reboiler por Tecnología	126
Figura 5.22 Potencia en Compresores y Bombas por Tecnología.....	127
Figura 5.23 Reducción y Requerimiento de Energía de Remoción de CO ₂	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Desarrollo del endulzamiento de gas natural con Alcanolaminas.	8
Tabla 1.2 Reducción de Energía por Tecnología.	11
Tabla 2.1 Composición de los pozos en Bolivia.	15
Tabla 2.2 Principales impurezas del Gas Natural.....	17
Tabla 2.3 Especificaciones de Calidad del Gas Natural.....	22
Tabla 2.4 Proceso de Endulzamiento del Gas Natural.	23
Tabla 2.5 Parámetro de operación del Separador de Amina Rica.....	28
Tabla 2.6 Tipos de Aminas.....	38
Tabla 2.7 Propiedades de Monoetanolamina.....	39
Tabla 2.8 Propiedades de Dietanolamina.	40
Tabla 2.9 Propiedades de Diglicolamina.....	41
Tabla 2.10 Propiedades de Metildietanolamina.	42
Tabla 4.1 Condiciones Ambientales del Proceso.....	70
Tabla 4.2 Condiciones de Simulación – Condiciones Generales.....	70
Tabla 4.3 Composición del gas de alimentación de la planta de aminas.....	71
Tabla 4.4 Unidad de Aminas - Gas Dulce.....	72
Tabla 4.5 Gas dulce de alimentación a la planta de Dew Point.....	73
Tabla 4.6 Condiciones de Diseño - Selección de Aminas.....	73
Tabla 4.7 Parámetros de operación de los equipos.....	74
Tabla 4.8 Caídas de Presión para los Equipos.....	74
Tabla 4.9 Parámetros de Diseño y Operación de las Torres.....	75
Tabla 4.10 Simulación de Procesos.....	75
Tabla 4.11 Simbología de Equipos.....	76
Tabla 4.12 Codificación según Tecnología.....	76
Tabla 5.1 Parámetros de la Sección Contactora - Planta Base.....	97
Tabla 5.2 Numero de platos - Impacto al Proceso de la Planta Base.....	98
Tabla 5.3 Temperatura de la Amina Pobre - Impacto al Proceso de la Planta Base.....	100
Tabla 5.4 Temperatura Alimentación - Impacto al Proceso de la Planta Base.....	102
Tabla 5.5 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor - Planta Base.....	104
Tabla 5.6 Temperatura Corriente 104' - Impacto al Proceso de la Planta Base.....	104
Tabla 5.7 Parámetros de la Sección Regeneradora - Planta Base.....	105
Tabla 5.8 Numero de platos de la torre R-100 -Impacto al Proceso de la Planta Base.....	105

Tabla 5.9 Presión de Operación de la Cabeza de la Regeneradora - Impacto al Proceso de la Planta	
Base.....	106
Tabla 5.10 Presión de Operación del Fondo de la Regeneradora - Impacto al Proceso de la Planta	
Base.....	107
Tabla 5.11 Flujo molar de Reflujo - Impacto al Proceso de la Planta Base	107
Tabla 5.12 Parámetros de la Sección Contactora – Tecnología 1	108
Tabla 5.13 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 1	109
Tabla 5.14 Parámetros de la Sección Regeneradora – Tecnología 1	110
Tabla 5.15 Presión de Salida del Compresor K-200 – Impacto al Proceso Tecnología 1	111
Tabla 5.16 Presión de Salida de la Válvula VLV-202 – Impacto al Proceso Tecnología 1	111
Tabla 5.17 Parámetros de la Sección Contactora – Tecnología 2	113
Tabla 5.18 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 2.....	114
Tabla 5.19 Parámetros de la Sección Regeneradora – Tecnología 2.....	114
Tabla 5.20 Proporción de las Corrientes – Impacto al Proceso Tecnología 2	115
Tabla 5.21 Parámetros de la Sección Contactora – Tecnología 3	116
Tabla 5.22 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 3.....	118
Tabla 5.23 Parámetros de la Sección Regeneradora – Tecnología 3.....	119
Tabla 5.24 Flujo Molar de Reflujo de R-400 – Impacto al Proceso Tecnología 3	120
Tabla 5.25 Presión de Operación Regeneradora R-400 – Impacto al Proceso Tecnología 3	121
Tabla 5.26 Parámetros de la Sección Contactora – Tecnología 4	122
Tabla 5.27 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor – Tecnología 4.....	123
Tabla 5.28 Parámetros de la Sección Regeneradora – Tecnología 4.....	124
Tabla 5.29 Parámetros del Intercambio de Calor de la Sección Regeneradora – Tecnología 4	124
Tabla 5.30 Flujo Molar de Reflujo de R-500 – Impacto al Proceso Tecnología 4	125
Tabla 5.31 Consumo Energético del Reboiler.....	126
Tabla 5.32 Potencia en Compresores y Bombas	127
Tabla 5.33 Gasto Energético Total de los Procesos	128
Tabla 6.1 Costos CAPEX de la Planta Base.....	131
Tabla 6.2 Costos CAPEX.....	131
Tabla 6.3 Costos OPEX.	132
Tabla 6.4 Precio de Insumos.	133
Tabla 6.5 Costos Anual de Electricidad y Diesel de los Proceso.	133
Tabla 6.6 Servicio e Insumos.	133
Tabla 6.7 Mantenimiento.	134
Tabla 6.8 Costos Anual de Amina.....	134

Tabla 6.9 Personal Operativo.....	135
Tabla 6.10 Beneficios y Aportes del Personal.....	135
Tabla 6.11 Seguridad Industrial.....	135
Tabla 6.12 Costos Varios.....	135
Tabla 6.13 Depreciación.....	136
Tabla 6.14 Flujo de Caja de las Tecnologías.....	136
Tabla 6.15 Valor Actual de Costo (VAC).....	138
Tabla 6.16 Flujo de Costos Diferenciales.....	139
Tabla 6.17 Valor Actual Neto (VAN).....	140
Tabla 6.18 Tasa Interna de Retorno (TIR).....	141

GLOSARIO TÉCNICO

- ASPEN HYSYS:** Simulador de procesos químicos utilizado para diseños y modelamientos de procedimientos en estado estático y dinámico. Tiene aplicaciones de balances de materia y energía, transferencias de masa y calor, equilibrios de vapor-líquido.
- BOMBA:** Dispositivo mecánico utilizado para transformar energía en un incremento de presión al fluido y desplazarlo. Existen diversos tipos de bombas, clasificadas tanto por el principio de su funcionamiento, como por el tipo de accionamiento.
- COMPRESOR:** Equipo encargado de incrementar la presión de cualquier tipo de fluido que sea compresible. Utilizado para sistemas de refrigeración y generación de energía eléctrica.
- CONTACTORA:** Columna en la cual se separa el gas ácido de la solución, consta de un acumulador de reflujo, en el cual se condensa el vapor de agua que regresa al regenerador.
- CORROSIÓN:** Deterioro de un material a consecuencia de un ataque electroquímico por su entorno. De manera más general, puede entenderse como la tendencia general que tienen los materiales a busca su forma de mayor estabilidad o de menor energía interna.
- CROMATOGRAFÍA:** Método físico que consiste en transportar el gas en una fase móvil con una fase estacionar para provocar una separación producto del reparto. El objetivo es analizar

cualitativa y cuantitativamente los componentes de un gas.

- DESHIDRATACIÓN:** Proceso mediante el agua es extraída del gas natural para cumplir con especificaciones requeridas. Los principales mecanismos usados son: absorción, adsorción, deliquesencia, expansión-refrigeración.
- ENDULZAMIENTO:** Remoción de compuestos ácidos que estén presentes en una mezcla gaseosa, principalmente CO₂ y H₂S. Dentro de los mecanismos usados actualmente están los procesos con solventes químicos.
- FILTROS:** Equipo que se utiliza para el tratamiento del aire comprimido. Su principal misión es limpiar el aire comprimido de impureza de todo tipo.
- GAS DULCE HÚMEDO:** Gas Natural que tiene una baja proporción de componentes ácidos y que está saturado de agua.
- GAS NATURAL:** Mezcla natural de hidrocarburos gaseosos en el que el componente principal es el metano, asimismo, posee etano, propano, butano y ciertos componentes pesados, dióxido de carbono, vapor de agua.
- PODER CALORÍFICO:** Cantidad de calor generado cuando un combustible hace combustión. Es la cantidad de energía desprendida por unidad de masa o volumen cuando se produce una reacción química de oxidación.
- PRESIÓN DE VAPOR:** También llamada *Presión de Saturación*, es la presión en la que a cada temperatura la fase líquida y vapor se encuentran en equilibrio, su valor es independiente de las

cantidades de líquido y vapor presentes mientras existan ambas. En la situación de equilibrio, las fases reciben la denominación de líquido saturado y vapor saturado.

REFLUJO:

La razón de reflujo, determina la cantidad de gas ácido residual en la amina pobre y, por lo tanto, la eficiencia del fraccionamiento.

SEPARADOR:

Recipiente con aplicación principal de separar petróleo, gas y agua. Clasificados como bifásicos y trifásicos, los primeros separan gas y líquido y los segundos tratan agua, petróleo y gas. Hay separadores verticales y horizontales. La separación está dividida en cuatro principios: momentum, separación primaria, separación secundaria y sección de extracción de niebla.

VALOR ACTUAL NETO:

Método de evaluación financiera de proyectos a largo plazo que consiste en traer a valor presente la totalidad de los flujos del proyecto.

SIMBOLOGÍA

°	Grados
'	Minutos
"	Segundos
%	Porcentaje
°C	Grados Celsius (Escala de Temperatura)
°F	Grados Fahrenheit (Escala de Temperatura)
<i>atm</i>	Atmósferas
<i>Bbls</i>	Barriles
<i>C_p</i>	Calor específico molar (BTU/lbmol)
<i>D</i>	Diámetro
<i>E_s</i>	Eficiencia de despojamiento
<i>ft</i>	Pies
<i>ft³</i>	Pies cúbicos
<i>G</i>	Sustancia en estado gaseoso
<i>H</i>	Entalpia
<i>km/hr</i>	Kilómetros por hora
<i>L</i>	Fase líquida
<i>lb</i>	Libras
<i>lbmol</i>	Libra mol
<i>lbmol/hr</i>	Libra mol por hora
<i>M</i>	Peso molecular (lb/lb-mol)
<i>mm</i>	Milímetros
<i>msnm</i>	Metros sobre el nivel del mar
<i>n</i>	Platos teóricos
<i>P</i>	Presión
<i>psia</i>	Libra Fuerza por Pulgada Cuadrada Absoluta
<i>psig</i>	Libra Fuerza por Pulgada Cuadrada Manométrica

q	Caudal
Q	Calor (BTU/hr)
scf	Pie Cubico Estándar (Estándar Cubic Foot)
T	Temperatura
U	Coefficiente de transferencia de calor (BTU/lb)
$wt\%$	Porcentaje en peso
ΔT	Diferencial de temperatura ($^{\circ}F$)
ρ	Densidad
P_{CO_2}	Presión parcial de dióxido de carbono

ACRÓNIMOS

ANH	Agencia Nacional de Hidrocarburos
<i>BPD</i>	Barriles por día
<i>BTU</i>	Unidad Térmica Británica (British Terman Unit)
CAF	Banco de Desarrollo de América Latina
CAPEX	Costos de Capital (Capital Expenditure)
DEA	Dietanolamina
DFP	Diagrama de flujo del proceso
DGA	Diglicolamina
DIPA	Diisopropilamina
DPP	Plantas de Dew Point
GCY	Gasoducto Carrasco Yapacaní
GEI	Gases de efecto invernadero
GPM	Galones por minuto
IRR	Tasa Interna de Retorno (Internal Rate of Return)
ISO	Organización Internacional para la Estandarización
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
MMBTU	Millones de Unidades Térmicas Británicas (Millon British Termal Unit)
MMPCD	Millones de Pies Cúbicos
MMSCF	Millones de Pies Cúbicos Estandar (Millon Estándar Cubic Feet)
MMSCFD	Millones de Pies Cubicos Estandar (Millon Estándar Cubic Feet per Day)
NPV	Valor Actual Neto (Net Present Value)
OCY	Oleoducto Carrasco Yapacaní
OPEX	Costos de Operativos (Operative Expenditure)

PCV	Valor Actual de Costo (Present Cost Value)
PETROBRAS	Petróleo Brasileño S.A.
PIA	Planta de Inyección de agua
RCI	Sistema de Seguridad Contra Incendio
SGE	Sistema de Gestión de Energía
SS	Acero Inoxidable
TEA	Trietanolamina
TIR	Tasa Interna de Retorno
VAC	Valor Actual de Costo
VAN	Valor Actual Neto
YPFB	Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos

RESUMEN EJECUTIVO

El endulzamiento de gas natural es uno de los procesos de mayor importancia en la industria petrolera, entre los métodos disponibles, el más efectivo y usado a nivel mundial es por absorción, empleando alcanolaminas como solvente químico para reducir el contenido de dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno a valores permitidos para la comercialización del hidrocarburo. La desventaja principal de este método es la demanda de energía, por lo cual, se han desarrollado diferentes innovaciones tecnológicas de optimización energética del proceso como la Incorporación de vapor re-comprimido, Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas, Procedimiento mejorado del flujo dividido y el Intercambio de calor interno.

En este trabajo, se evaluó las alternativas tecnológicas mencionadas a fin de seleccionar la más conveniente técnica y económicamente para reducir el gasto energético en el proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní.

La descripción general del tema abordado comprende el primer capítulo, desde los antecedentes hasta la delimitación del presente trabajo. El sustento teórico relacionado a los procesos convencionales y las alternativas tecnológicas de optimización energética del proceso de endulzamiento con aminas se presentó en el segundo capítulo.

El proceso de remoción de CO₂ con el que cuenta la Planta de Yapacaní, ubicada en el departamento de Santa Cruz y operada por YPFB Andina S.A., se describió en el tercer capítulo, donde se identificó la sección contactora, la sección intercambiadora de calor y la sección regeneradora del proceso.

A partir de la información de la empresa Exterran responsable del diseño, provisión de equipos, montaje y puesta en marcha de la unidad de amina de la Planta de Yapacaní; en el cuarto capítulo se realizó la simulación del proceso con el simulador Aspen Hysys V8.8, el cual se constituyó como base para la aplicación de las cuatro tecnologías de optimización energética conforme a la patente respectiva. La simulación óptima y

operable de cada proceso, se consiguió mediante el análisis paramétrico realizado en el quinto capítulo, que permitió a la vez, la evaluación energética de las alternativas tecnológicas.

Desde un enfoque de costo-eficiencia, en el sexto capítulo se realizó la evaluación económica de las alternativas tecnológicas en relación al proceso convencional de amina con la que cuenta la planta de Yapacaní. Se determinó el VAC y los indicadores de rentabilidad TIR y VAN para cada una de las tecnologías evaluadas.

Finalmente, teniendo en cuenta la evaluación técnica y económica se seleccionó la Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas, como la mejor alternativa de optimización energética del proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní

ABSTRACT

The natural gas sweetening is one of the most important processes in oil industry, the most effective and worldwide used is by absorption among available method using alkanolamines as a chemical solvent for to reduce the content of carbon dioxide and hydrogen sulfide to values allowed for commercialization of hydrocarbon. The main disadvantage of this method is the energy demand, therefore different technological innovations have been developed for energy optimization of process, such as the Incorporation of re-compressed steam, Incorporation of re-compressed steam in separate streams, Improved split-flow process and Internal heat exchange.

In this work the technological alternatives mentioned above were evaluated in order to select the most technically and economically convenient to reduce energy expenditure in the CO₂ removal process of the Yapacaní Plant.

The general description of topic addressed comprises the first chapter from general information to present work delimitation. The theoretical support related to the conventional processes and the technological alternatives for energy optimization of the amine sweetening process was presented in the second chapter.

The CO₂ removal process at the Yapacaní Plant located in Santa Cruz department and operated by YPFB Andina S.A. was described in the third chapter where the contacting section, the heat exchanger section and the regenerating section of the process were identified.

Based on information from the company Exterran responsible for the design, equipment supply, assembly and start-up of the Yapacaní Plant Amine Unit; in the fourth chapter the process simulation with Aspen Hysys V8.8 simulator was performed, which was used as the basis for application of four energy optimization technologies in accordance with the respective patent. The optimal and operable simulation of each process was

achieved by means of the parametric analysis carried out in the fifth chapter which also allowed the energy evaluation of technological alternatives.

With cost-efficiency approach in the sixth chapter was performed the economic evaluation of technological alternatives in relation to conventional amine process of Yapacaní Plant. PCV and the profitability indicators IRR and NPV were determined for each of the technologies evaluated.

Finally, the Incorporation of re-compressed steam in separate streams was selected as the best alternative for energy optimization in the CO₂ removal process at the Yapacaní Plant considering the technical and economic evaluation.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 Generalidades.

Cada vez más el gas natural se posiciona como la principal energía primaria a partir de la reconversión de la matriz energética que consiste en la introducción de energía menos contaminante y más barata en el mercado global (Martinez., 2001, p. 165), de tal manera, que múltiples cadenas de producción de bienes de consumo y producción de energía dependen de este recurso no renovable. Sin embargo, para que el gas natural pueda ser utilizado, debe ser sometido a un tratamiento previo de acondicionamiento, que se basa principalmente en la remoción del contenido de agua y gases ácidos que posee originalmente (Gutiérrez, *et al.*, 2013, p. 3).

Inicialmente, el gas natural se conoce como gas amargo debido a la presencia principalmente de dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrogeno (H_2S) en su composición. Estas sustancias son indeseables, principalmente porque pueden acarrear problemas vinculados a la corrosión en recintos de confinamiento o en las líneas de transporte y disminuir el poder calorífico, por lo cual, se remueven mediante el proceso de endulzamiento para obtener un gas dulce (Perry, *et al.*, 1997).

Por la importancia del proceso de endulzamiento, numerosos métodos se han desarrollado en base a principios físicos y químicos para llevar a cabo el proceso, pero dentro de estos métodos, el más usado a nivel mundial, por su alta eficiencia y su versatilidad, es por absorción con solventes químicos; especialmente alcanolaminas, que durante décadas han sido aplicadas en distintas plantas de manera exitosa (Londoño, *et al.*, 2015, p. 19), sin embargo, la principal desventaja de este método es la alta demanda de energía que se traduce en altos costos operativos de una planta.

El importante gasto energético del proceso convencional con aminas y el impacto económico que tiene en las empresas, ha impulsado a desarrollar alternativas tecnológicas para la optimización energética como; la Incorporación de vapor re-comprimido, Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas, Procedimiento mejorado del flujo dividido y el Intercambio de calor interno entre las más recientes.

El presente trabajo se centra en la elección de una de las alternativas tecnológicas mencionadas, para el uso más eficiente de la energía, en el proceso convencional de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní, mediante una evaluación técnica y económica de las cuatro alternativas. De esta forma, no solo se busca mejorar el proceso de remoción de contaminantes del gas natural, sino tener una planta que permita obtener un gas que cumpla con las condiciones de venta de forma más eficiente técnica y financieramente.

A partir de la información de la empresa Exterran, responsable del diseño, provisión de equipos, montaje y puesta en marcha de la unidad de amina de la Planta de Yapacaní, se realiza la simulación del proceso, mediante el simulador Aspen Hysys V8.8 para incorporar las tecnologías de optimización energética. Mediante el análisis de sensibilidad paramétrica se consiguen los resultados óptimos y operables de cada uno de los procesos sin alterar la capacidad ni la calidad del endulzamiento.

Con resultados de la simulación en Aspen Hysys V8.8 y su extensión Aspen Process Economic Analyzer V8.8, se realiza la evaluación energética y financiera respectivamente, de cada uno de los procesos para identificar la alternativa más conveniente.

1.2 Antecedentes.

El proceso de endulzamiento de gas natural es una parte de la industria petrolera con un consumo intensivo de energía, debido a que requieren de muy altas temperaturas y alta presión. En general, el consumo de energía del proceso viene dado en forma de:

combustible, vapor y electricidad. En ese sentido, Materán (2018) explica que, el diseño e instalación de un complejo de tratamiento de gas natural es una inversión de alto costo, incluso las inversiones de mejoramientos de unidades y reemplazo, sin embargo, a fin de avanzar hacia un manejo más eficiente de la industria es necesario realizar las inversiones necesarias, no solo para alinear la producción a las necesidades volumétricas y requerimientos de calidad, sino también, para una gestión eficiente energéticamente de la industria petrolera, que involucre la eficiencia de sus operaciones y la aplicación continua de medidas que conduzcan a ahorros significativos de energía.

El 17 de junio de 2011, se presenta la norma ISO 50001, la implementación y certificación del nuevo estándar de ISO (Organización Internacional para la Estandarización) en el primer año registra 461 certificados en todo el mundo (Sanz, 2021, p. 17). La norma establece los requisitos que una organización debe cumplir para lograr que su Sistema de Gestión de Energía (SGE) sea eficaz en el uso eficiente y sostenible de la energía, estos requisitos son pautas que fomentan el establecimiento de objetivos de eficiencia energética coherente y alcanzables y basada en la estrategia de mejora continua (Materán, 2018). La primera empresa en obtener la certificación es la empresa Repsol: “contando con un sistema de gestión energética que mejora el control de consumos y costes energéticos, y facilita una implementación ágil de oportunidades de ahorro, contribuyendo por tanto a la reducción de emisiones de CO₂” (Repsol, 2011, p. 46).

1.3 Planteamiento del problema.

El proceso con alcanolaminas más antiguo que se conoce utiliza la Trietanolamina (TEA), cuya patente pertenece a R. R. Botton (The Girdler Corp. USA) de 1930 y reemplaza a los carbonatos alcalinos para remover gases ácidos de corrientes de gas natural. Desde entonces, se ha propuesto diferentes aminas y mezclas de estas, como se muestra en la Tabla 1.1, aprovechando las propiedades químicas y físicas de las aminas primarias, secundarias y terciarias.

En la actualidad, se conoce una amplia variedad de productos y aditivos que buscan incrementar la eficiencia del proceso de endulzamiento, sin embargo, los equipos y el proceso para llevar adelante el endulzamiento con aminas básicamente es similar al propuesto por R. R. Bottoms, el cual, se implementa como un proceso estándar en diferentes plantas de endulzamiento a nivel global con un diseño de reglas empíricas aún vigentes (Villegas, 2015, p. 37).

Tabla 1.1 Desarrollo del endulzamiento de gas natural con Alcanolaminas.

Año	Descripción
1930	R.R. BOTTOMS: Desarrollo de las alcanolaminas como absorbentes para los gases ácidos con la patente de la TEA.
1940	Desarrollo de la MEA y la DEA como absorbentes para los gases ácidos.
1950	A.L. KOHL: Propone el uso de la MDEA para la absorción en las corrientes de gas.
1955	F.C. REISENFELD: Desarrollo de la DGA como absorbente para los gases ácidos.
1961	A. D. BALLY: Desarrollo de la DIPA como absorbente para los gases ácidos.
1983	R. E. MEISSNER: Propone mezclas de aminas para optimizar el endulzamiento de gas natural.

Fuente: Adaptado de *Evaluación del efecto de diferentes formulaciones de aminas sobre el desempeño de una Planta de endulzamiento* (p. 26), por C. E. Londoño., S. E. Villegas, 2015, Universidad Industrial de Santander.

La principal desventaja que presenta el proceso con amina es la elevada demanda de energía en la etapa de regeneración de la amina, donde, los rehervidores (reboiler) consumen una gran parte del uso de energía total del proceso (Materán, 2018, p. 95). Ante la problemática del alto consumo energético que requiere el proceso estándar, se plantea diferentes tecnologías para su optimización, como: la Incorporación de vapor re-comprimido, Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas, Procedimiento mejorado del flujo dividido y el Intercambio de calor interno, entre las más recientes (Causins, *et al.*, 2017, p. 608).

En Bolivia, la composición del gas natural es abundante en CO₂ y escaso en compuestos de azufre, de modo que, es altamente recomendable el proceso de endulzamiento con amina para la remoción de CO₂, como se realiza en la Planta de Yapacaní del departamento de Santa Cruz. Por tanto, el enfoque al tema de optimización energética en

los procesos de endulzamiento con amina cobra importancia al proponer no solo el mejoramiento de la eficiencia en las operaciones de la planta, sino también, mayores ingresos por la reducción de costos operativos, la disminución de insumos y menor impacto al medio ambiente.

1.4 Formulación del problema.

El proceso de endulzamiento que se lleva adelante en la Planta de Yapacaní obedece a un proceso estándar con amina según el diseño de la empresa Exterran para el montaje y puesta en marcha de los equipos. Ante la oportunidad que ofrecen las nuevas tecnologías de optimizar el proceso, es como se busca dar respuesta a la siguiente pregunta: ¿Qué alternativa tecnológica disponible es conveniente aplicar para la optimización energética del proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní?

1.5 Objetivos.

1.5.1 Objetivo General.

Seleccionar una alternativa tecnológica para la optimización energética del proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní.

1.5.2 Objetivos Específicos.

- Describir el proceso de remoción de CO₂ que se lleva a cabo en la Planta de Yapacaní.
- Simular el proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní con la aplicación del simulador Aspen Hysys V8.8 y parámetros de diseño de la empresa Exterran para la incorporación de cuatro diferentes tecnologías de optimización energética del proceso.
- Analizar los parámetros que influyen directamente en el gasto energético del proceso de remoción de CO₂ mediante el análisis de sensibilidad paramétrico.

- Evaluar el requerimiento energético del proceso de remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní después de la incorporación de las alternativas tecnológicas.
- Estimar los costos de inversión de las alternativas tecnológicas mediante datos de la empresa Exterran y Aspen Process Economic Analyzer V8.8.
- Evaluar el requerimiento de insumos del proceso de remoción de CO₂ e la Planta de Yapacaní después de la aplicación de las alternativas tecnológicas.
- Evaluar los beneficios financieros de las alternativas tecnológicas mediante indicadores económicos.

1.6 Justificación.

1.6.1 Justificación Técnica.

Si bien la prioridad del acondicionamiento del gas natural es alcanzar los estándares en contenido de impurezas como el CO₂ por motivos contractuales y operativos, el incremento de la demanda obliga a procesar mayores volúmenes de gas natural en procesos más eficientes. En ese entendido, la evaluación técnica de cuatro tecnologías que se plantea para la optimización energética permite seleccionar la más conveniente respecto a menor demanda energética y reducción de insumos para el proceso de remoción de CO₂ de la planta de Yapacaní.

Las Tecnologías de optimización energética que se plantea, en general se concentran en la reducción del calor requerido en el proceso de regeneración de la amina y el mejoramiento del intercambio de calor de amina-amina, lo cual, repercute en la reducción de la demanda de energía de todo el proceso en magnitudes diferentes que se detallan en la Tabla 1.2 según lo establecido en las patentes, los valores pueden variar dependiendo de las condiciones propias de cada planta.

El proceso convencional que se muestra en la Tabla 1.2 es el proceso que se lleva adelante en la Planta de Yapacaní, cuya demanda energética se puede reducir hasta en un 35% y de esa manera disminuir los insumos necesarios para llevar adelante el proceso de endulzamiento.

Tabla 1.2 Reducción de Energía por Tecnología.

Tecnología	Reducción de Energía [%]
Proceso convencional	0
Incorporación de vapor re-comprimido	11
Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas	35
Procedimiento mejorado del flujo dividido	24
Intercambio de calor interno	18

Fuente: Elaboración propia con datos de las patentes respectivas.

1.6.2 Justificación Económica.

El procesamiento de gas natural requiere mantener su operación de manera continua, los 365 días del año y las 24 horas del día, para ello, contar con un proceso operativo mas eficiente sin variar la capacidad de la planta y la calidad del gas natural dulce, permite mayor ahorro económico por concepto de la reducción del costo operativo con la reducción de insumos que intervienen en el proceso.

1.6.3 Justificación Metodológica.

La utilización de aminas en el proceso de endulzamiento del gas natural demuestra ser hasta el momento el método más eficiente y de mayor uso en la industria en comparación de otros métodos desarrollados, sin embargo, el problema latente del proceso es la alta demanda energética y con ello los altos costos operativos. Por tanto, es necesario abordar el tema de la optimización energética con la evaluación de tecnologías disponibles, para su aplicación en el proceso de endulzamiento, de esa forma mejorar el proceso y reducir los costos operativos de la empresa.

1.6.4 Justificación Ambiental.

El ahorro energético conlleva la disminución de los costes de operación y de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) asociadas a las fuentes energéticas (CAF, 2016, p. 32). En ese entendido, la optimización energética del proceso de endulzamiento de la Planta de Yapacaní, reduce el impacto ambiental inicial, en proporción a la reducción de insumos de combustible y electricidad.

1.7 Delimitación.

1.7.1 Alcance Temático.

El proyecto está enmarcado en el campo de la tecnología de gas natural con énfasis en el proceso de endulzamiento del gas natural para llevar a cabo el modelado de los procesos utilizando del simulador Aspen Hysys V8.8, de esa manera, desarrollar la evaluación de las tecnologías que proponen el mejoramiento del proceso convencional con la optimización energética. Los conceptos de costos y presupuestos permiten determinar las características económicas propias de cada alternativa tecnológica y las herramientas de la preparación y evaluación de proyectos se emplean para seleccionar la tecnología más conveniente técnica y económicamente.

1.7.2 Alcance Geográfico.

El proyecto se enfoca en la Planta de Yapacaní que está ubicada en el municipio de Yapacaní de la provincia Ichilo del departamento de Santa Cruz al margen izquierdo del Rio Yapacaní en la denominada llanura central a 252 m.s.n.m. La distancia aproximada en línea recta desde la ciudad de Santa Cruz hasta la planta es de 127 km en dirección noreste. Las coordenadas de ubicación son: 17°00'56,96''S y 64°04'12,96''O.

1.7.3 Limites.

El proyecto se limita a la ingeniería conceptual de la optimización energética de la Planta de Yapacaní. Las simulaciones de los diferentes escenarios en Aspen Hysys V8.8 mantienen los parámetros que utiliza la empresa Exterran para el diseño convencional de la unidad de amina, sin intervenir en la calidad y capacidad del endulzamiento, por tanto, no varían las condiciones de presión, temperatura y caudal del gas de alimentación para la simulación de las alternativas tecnológicas.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 El Gas Natural

El gas natural es una subcategoría del petróleo de origen natural, constituido por una mezcla de hidrocarburos livianos con pequeñas cantidades de compuestos inorgánicos. Tanto geólogos como químicos aceptan que el petróleo se origina de los residuos de organismos acuáticos, vegetales y animales que se acumularon en el suelo de mares y océanos bajo deposiciones de sedimentos, que llegaron a formar rocas sedimentarias (Guo, B. Ghalambor, A., 2005). El gas natural se acumula en las rocas porosas y queda atrapada en el subsuelo por rocas impermeables que evitan que fluya, formando lo que se denomina un yacimiento.

2.1.1 Categorización del gas natural.

El gas natural se clasifica generalmente en dos categorías, por su origen y composición.

2.1.1.1 Clasificación por su origen.

- **Gas Condensado:** El fluido se encuentra en fase gaseosa dentro del yacimiento. Cuando ocurre una disminución de presión, se produce una condensación y aparece la fase líquida; este comportamiento es llamado “condensación retrograda” porque ocurre una condensación cuando en una dilatación isotérmica se produce una vaporización (Vera, *et al*, 2019, p.10).
- **Gas Disuelto:** El gas permanece en la mezcla de hidrocarburos pesados a una presión inicial del yacimiento superior a la de saturación. En estas condiciones se reduce ligeramente la presión y no se libera el gas de la solución (Vera, *et al*, 2019, p.10).
- **Gas Asociado:** Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el crudo del yacimiento. Este a su vez, puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas

de solución (disuelto) y se encuentra como gas húmedo amargo (Vera, et al, 2019, p.10).

- **Gas No Asociado:** Es aquel que se encuentra en el yacimiento que no contiene crudo, a condiciones de presión y temperatura originales y puede hallarse como gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco (Vera, et al, 2019, p.10).

2.1.1.2 Clasificación por su composición.

- **Gas Seco:** El gas prácticamente está desvinculado del crudo en el yacimiento. Se compone principalmente de metano, con cantidades menores de etano, propano y butano, de modo que, no hay condensación ni en el reservorio ni en superficie (Vera, et al, 2019, p. 9).
- **Gas Húmedo:** Es aquel gas natural del cual se puede obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos debido a que contiene alta cantidad de componentes pesados y a diferencia del gas seco produce condensación en superficie. Es bastante usado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural (Vera, et al, 2019, p. 9).
- **Gas Amargo:** Es el gas natural con alto contenido de H_2S y CO_2 .
- **Gas Dulce:** Es el gas natural con poco o casi nada de impurezas de H_2S y CO_2 .

2.1.2 Componentes del Gas Natural.

La composición del gas natural es propia de cada yacimiento, con proporciones variables de hidrocarburos parafínicos o alcanos. Sin embargo, el metano (CH_4) se presenta en mayor cantidad, acompañado de cantidades menores de otros componentes indeseables, como el nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S), monóxido de carbono (CO), vapor de agua (H_2O), etc.

El gas natural boliviano en general contiene bajas concentraciones de contaminantes, y son algunos campos en los que se produce gas natural con alto contenido de CO_2 , por ejemplo, el Campo de Yapacaní como se muestra en la Tabla 2.1.

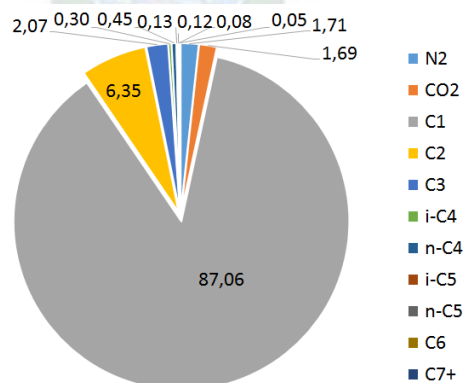
En la Figura 2.1 se muestra la composición promedio del gas natural boliviano, con un contenido de 87% de metano (CH₄), 9.6% de hidrocarburos más pesado y 3.4% de gases ácidos.

Tabla 2.1 Composición de los pozos en Bolivia.

Componente	Rio Grande	Sirari	Vibora	Carrasco	San Roque	Vuelta Grande	Porvenir	Colpa	La Vertiente	Yapacaní	Composición Promedio
N ₂	1,85	0,58	2,55	0,31	1,54	1,79	1,31	0,91	2,21	4,04	1,71
CO ₂	0,94	0,08	0,62	5,79	0,00	0,06	0,11	1,30	0,06	7,90	1,69
C ₁	92,32	87,05	85,38	86,11	86,15	88,01	86,55	86,49	86,92	85,59	87,06
C ₂	4,50	7,13	6,34	7,23	7,33	9,14	6,97	7,20	6,58	1,06	6,35
C ₃	0,35	3,09	3,10	0,51	3,20	0,93	3,24	2,85	2,86	0,54	2,07
i-C ₄	0,00	0,43	0,37	0,02	0,40	0,03	0,98	0,31	0,35	0,09	0,30
n-C ₄	0,01	0,84	0,92	0,01	0,83	0,03	0,44	0,49	0,66	0,24	0,45
i-C ₅	0,01	0,26	0,22	0,01	0,19	0,01	0,15	0,19	0,15	0,07	0,13
n-C ₅	0,01	0,23	0,25	0,01	0,18	0,00	0,17	0,14	0,13	0,11	0,12
C ₆	0,00	0,18	0,14	0,00	0,10	0,00	0,06	0,09	0,06	0,11	0,08
C ₇₊	0,02	0,12	0,11	0,00	0,07	0,00	0,02	0,03	0,02	0,14	0,05
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
M	17,28	19,04	19,28	18,88	19,01	17,85	18,95	18,94	18,69	17,40	18,53
GE	0,60	0,66	0,67	0,65	0,66	0,62	0,65	0,65	0,65	0,60	0,64
H₂S	No existe H ₂ S en ninguno de los Campos										

Fuente: *Principios de Ingeniería de Gas Natural* (p. 141), por M. A. Calle, 2012, Uvirtual Centro de Excelencia.

Figura 2.1 Composición promedio del Gas Natural Boliviano.



Fuente: Elaboración Propia con datos de *Principios de Ingeniería de Gas Natural* (p. 141), por M. A. Calle, 2012, Uvirtual Centro de Excelencia.

Los productos líquidos del gas son agrupados según su composición de la siguiente manera:

- **Gas Licuado de Petróleo, GLP (Liquefied Petroleum Gas, LPG):** principalmente propano y butano, mezclados o separados, los cuales son mantenidos en estado líquido bajo presión en un recipiente (Inelectra, 2008, p. 24).
- **Gas Natural Licuado, GNL (Liquefied Natural Gas, LNG):** porción de hidrocarburos ligeros del gas natural, principalmente metano, que ha sido licuado (Inelectra, 2008, p. 25).
- **Líquidos de Gas Natural, LGN (Natural Gas Liquids, NGL):** hidrocarburos licuados en las instalaciones de superficie o en las plantas de procesamiento de gas. Los líquidos de gas natural incluyen etano, propano, butanos y gasolina natural (Inelectra, 2008, p. 25).

Figura 2.2 Unidad de endulzamiento con soluciones aminas.

Metano C1	Etano C2	Propano C3	Butanos iC4 nC4		Pentanos iC5 nC5		Hexanos Benzeno C6	Heptanos Toluenos C7+
Gas natural								
GNL (LNG)								
		LGN (NGL)						
		GLP (LPG)						
			Gasolina natural					
			Condensados estabilizados					

Fuente: Tomada de *Guía sobre los contaminantes en el gas natural* (p.25), por Inelectra, 2008, Procesos.

2.2 Impurezas del Gas Natural.

El gas natural contiene varios contaminantes desde su posición original en el reservorio, los cuales, si no se remueven del gas, causan problemas de corrosión en equipos y en tuberías de transporte, formación de hidratos, impacto ambiental, riesgos a la salud, además, que reducen el poder calorífico del gas. Dependiendo de la composición, el valor de aporte de calor que puede producir el gas natural varía de 700 BTU/scf a 1600

BTU/scf (Guo, B. Ghalambor, A., 2005). Las principales impurezas del gas natural se presentan en la Tabla 2.1.

Tabla 2.2 Principales impurezas del Gas Natural

Compuesto	Formula
Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S
Dióxido de carbono	CO ₂
vapor de agua	H ₂ O
Dióxido de azufre	SO ₂
Óxidos de nitrógeno	NO _x
Componentes Orgánicos Volátiles	
Componentes volátiles de Cloro	HCl, Cl ₂ , etc.
Componentes volátiles de Flúor	HF, SiF ₄ , etc.
Componentes Básicos de Nitrógeno	
Monóxido de carbono	CO
Sulfuro de Carbonilo	OCS
Disulfuro de Carbón	CS ₂
(Mercaptanos) Componentes orgánicos de azufre	RSH
Cianuro de Hidrogeno	HCN

Fuente: *A Technical Report on Gas Sweetening by Amines* (p. 4), por Mitra, S., s.f.. Mumbai, India.

Según Calle (2010), el dióxido de carbono, el nitrógeno, y rara vez el mercurio serían característicos del gas boliviano, con un contenido promedio de agua de 5 lb/MMPC y 4 ppm. v. de sulfuro de hidrogeno. En consecuencia, el gas natural boliviano tiene un proceso de adecuación principalmente para remover el CO₂, teniendo que pasar por un proceso de absorción (p. 257)

2.2.1 Agua

El agua (H₂O) como acompañante del H₂S Y CO₂ es un promotor de la corrosión. Por otra parte, el agua puede formar hidratos de metano, el cual está formado por moléculas simples de gas natural por moléculas de agua congelada.

En caso que no se disminuya la concentración de agua del gas en las tuberías, grandes cantidades de hidratos impedirán el flujo de gas en los ductos, Para transporte la norma es de 7 lb/MMPCN como máximo y 3-5 ppm. v. para las plantas criogénicas (Calle, M., 2010, p. 10), es por ello que el gas natural recibe un proceso de deshidratación

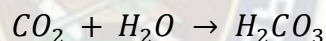
2.2.2 CO₂

El dióxido de carbono es un gas relativamente inerte, pero en medio acuoso, tiene gran potencial corrosivo que se agrava a mayor presión y baja o moderada temperatura (Calle, M., 2010, p. 7). Se toma la presión parcial, para la predicción de las condiciones de corrosión o no, por la presencia de CO₂, las referencias usadas son:

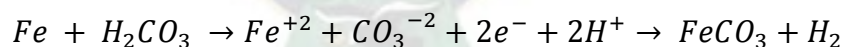
- $P_{CO_2} > 30$ psia: Corrosión severa.
- $7 \leq P_{CO_2} \leq 30$ psia: Corrosión moderada.
- $P_{CO_2} < 7$ psia: Corrosión baja.

Se recomienda una concentración máxima de 2% en CO₂ en el gas natural para transporte y tratamiento.

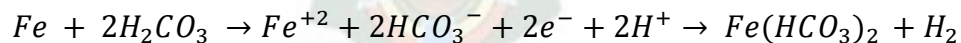
El CO₂ disuelto en agua forma el ácido carbónico H₂CO₃ como se muestra en la ecuación siguiente.



El ácido carbónico es un ácido débil, el cual se disocia y ataca al hierro en presencia de agua formando sales. La reacción de corrosión que se produce es la siguiente:



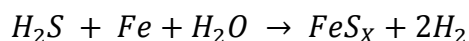
La reacción secundaria se produce de la siguiente manera:



2.2.3 H₂S

El sulfuro de hidrogeno presente en el gas natural aun en pequeñas cantidades, pueden producir corrosión en las líneas de transporte. Las normas internacionales prescriben por lo general un contenido máximo de 4 ppm. v. para estos compuestos sulfurados (Calle, M., 2010, p. 3).

La severidad de la corrosión puede aumentar si el gas contiene oxígeno o dióxido de carbono. En general, gases con una relación de contenido de H_2S/CO_2 alta, son menos corrosivos que gases con una relación del contenido de H_2S/CO_2 baja. El mecanismo general de la corrosión por H_2S se puede simplificar de la siguiente manera:



El sulfuro de hierro producido durante la reacción, generalmente, se adhiere a las paredes internas de las líneas y de los equipos como un polvo negro o escama. Las escamas tienden a causar los siguientes fenómenos:

- Una aceleración local de la corrosión debido a que el sulfuro de hierro es catódico con el acero.
- Las escamas se adhieren a la pared de la línea, brindando cierta protección a más corrosión; pero, eventualmente, es desplazado por efectos erosivos, exponiendo el metal a más corrosión.

Adicionalmente, el hidrógeno formado en la reacción anterior, penetra en el acero donde es absorbido produciendo una fragilización del acero lo cual puede producir fracturas del mismo (Inelectra, 2008, p. 13).

2.2.4 Hg

La presencia de mercurio en el gas natural puede ocasionar corrosión del material de las “cajas frías” o intercambiadores de calor, debido a que, están construidos con aleación de aluminio. El mercurio forma una amalgama con el aluminio, la cual se descompone en contacto con agua y forma alúmina e hidrógeno; esta reacción es continua debido a que el mercurio actúa como catalizador (Inelectra, 2008, p. 33).

El mercurio es generalmente removido de corrientes de gas por medio de tamices moleculares.

2.2.5 N₂

El nitrógeno tiene naturaleza inerte y no combustible, en concentraciones elevadas reduce el poder calorífico del gas y aumenta los costos de transporte por ser un gas que no se utiliza para generar energía.

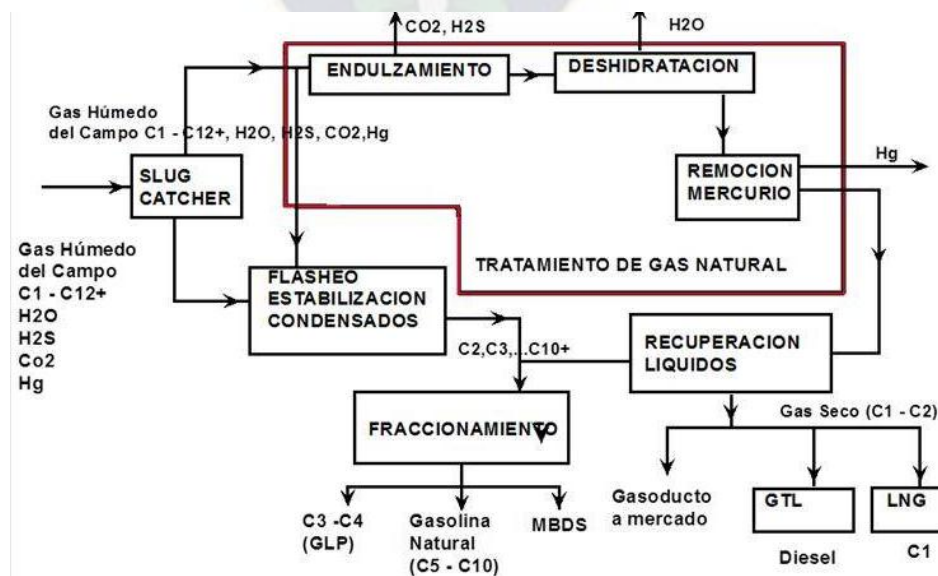
2.3 Acondicionamiento del Gas Natural

El acondicionamiento del gas natural es el conjunto de procesos a los que se somete el gas a fin de extraer los contaminantes y/o satisfacer las especificaciones de seguridad, mercado o los procesos subsecuentes a los que el gas será sometido.

La Figura 2.3 muestra en el área remarcada, los procesos de acondicionamiento del gas natural, como:

- Procesos para la deshidratación del gas.
- Procesos para el endulzamiento del gas.
- Procesos de remoción de mercurio.

Figura 2.3 Procesado de gas natural y condensados.



Fuente: Tomada de *Estimación del contenido de agua el gas natural por medio de correlaciones* [Imagen], por Santillana, J., <https://www.ssecoconsulting.com/estimacioacuten-del-contenido-del-agua-en-el-gas-natural.html>

El nivel de reducción de los contaminantes depende de los objetivos comerciales de las Plantas de Procesamiento, las restricciones contractuales al contenido del máximo de muchos contaminantes, exigencias de los transportistas operadores de los gasoductos o parte de las compañías distribuidoras de gas (Santillana, 2015). Por ejemplo, el gas natural proveniente del procesamiento de la Planta de Yapacaní, debe cumplir con las especificaciones de calidad establecidas en el "Contrato de compra-venta de gas natural entre Petrobras y YPF"; las mismas especificaciones de calidad del gas natural son exigidas para la compresión del gas y el transporte del energético a través del gasoducto que opera la empresa Gas Trans Boliviano GTB (Andina S.A., 2001).

2.3.1 Contrato de Compra y Venta de Gas Natural.

En la ciudad de Rio de Janeiro, YPF y Petrobras suscriben el 16 de agosto de 1996 el contrato que tiene por objeto la compra por parte de la empresa brasileña y la venta de parte de la empresa boliviana de gas natural. El 2019 fenece el contrato suscrito, sin embargo, el 6 de marzo de 2020, YPF y Petrobras acuerdan ampliar el contrato hasta 2026 por la importancia del contrato para ambos países, tomando en cuenta, que los estudios y trabajos del gasoducto de Bolivia a Brasil comenzaron en 1996 para poder operar en 1999. El nuevo volumen de venta gas natural es de 14 a 20 millones de MCD (Agencia EFE, 2020).

Por otro parte, la empresa brasileña MTGAS y la empresa estatal boliviana YPF, firman el 1 de junio de 2021 el contrato de provisión de gas natural por un periodo de cinco años a partir del 1 de enero de 2022. Los volúmenes de suministro de gas natural comprometidos son de 133 y 215 mil MCD (Reuters Staff, 2021).

2.3.2 Especificaciones del gas natural.

Las especificaciones del gas natural obedecen términos y regulaciones existentes en Bolivia, de acuerdo a la calidad del gas acordado en documentos contractuales de venta, términos y condiciones de servicio de compresión y transporte suscrito con las empresas operadoras del gasoducto.

Las exigencias para la calidad del gas natural en los Puntos de Entrega al GTB actuales o que se instalen en un futuro deben cumplir con las especificaciones de la Tabla 2.3.

Tabla 2.3 Especificaciones de Calidad del Gas Natural

Condiciones Base	Tb = 20°C	Tb = 68°F
	Pb = 1.01325 bar abs.	Pb = 14.696 PSIA
Componentes	Calidad	
Poder Calorífico Mínimo	9200 kcal/m ³	
Gravedad Específica	>= 0,59 <= 0.69	
Nitrógeno (N ₂)	<= 2% En Volumen	
Total Inertes (N ₂ + CO ₂)	<= 3,5% En Volumen	
Agua en estado Vapor (H ₂ O)	<= 95 mg/m ³ de gas	
H ₂ S	4 ppm. v.	
CO ₂	<= 1.5 %	
Mercurio (Hg)	<= 0,6 micro g/m ³ de gas	
Punto de Roció de Hidrocarburos	32°F a 640 PSIG	
Oxígeno	<= 0,2 % en Volumen	
Líquidos Libres	Ninguno	
No contener	Aminas, Glicoles, HC, Aromáticos	

Fuente: *Términos y condiciones generales de servicio de compresión* (p. 27), por Andina S. A., 2001. Planta de Compresión Rio Grande.

De la Tabla 2.3 se resalta que se acepta en el gas natural un contenido de H₂S menor o igual a 4 ppm en volumen y el contenido de CO₂, menor o igual a 1.5% molar.

2.4 Procesos para el Endulzamiento del Gas Natural.

En general, el endulzamiento de gas natural involucra la remoción de impurezas en fase vapor del gas a procesar. Los procesos que han sido desarrollados para llevar a cabo la purificación del gas varía de operaciones simples de remoción a sistemas complejos de varias etapas de reciclo. En muchos casos, la complejidad del proceso surge de la necesidad de separar las impurezas del gas natural o reutilizar el material empleado para remover los mismos. Los mecanismos del proceso de endulzamiento generalmente se clasifican en las siguientes cinco categorías:

1. Absorción química.

2. Absorción física.
3. Absorción físico-química.
4. Adsorción física
5. Permeación.

La Tabla 2.4 muestra las tecnologías que utilizan los diferentes mecanismos para llevar adelante el proceso de endulzamiento y el nombre comercial relacionado a los mismos.

Tabla 2.4 Proceso de Endulzamiento del Gas Natural.

Mecanismo de Remoción	Tecnología	Nombre Comercial	Uso Primario	Aplicaciones Típicas	
Absorción química	Aminas.	MEA.DGA DIPA. DEA.	MDEA. Mezclas.	Remoción de H ₂ S, CO ₂	Acondicionamiento de gas natural a alta presión.
	Carbonato de potasio caliente.	Benfield.	Catacarb	Remoción de CO ₂	Planta de H y NH gas natural a presión alta.
Absorción física	Solventes físicos.	Selexol. Rectisol. Purialc	Purisol. Optisol. Fluor	Remoción de CO ₂	Gas natural y gas de síntesis a presiones altas.
Absorción físico-química	Solventes híbridos.	Sulfinol Amisol	Optisol Crystasulf	Remoción de H ₂ S, CO ₂	Gas natural, gas de síntesis a presiones intermedias.
Adsorción física.	Tamices moleculares.	Z5A. Esponjas de Hierro	LNG-3 Sulfatreat Oxido de Zinc	Remoción de H ₂ S, CO ₂	GNL, tratamiento de líquidos, plantas criogénicas.
Permeación	Membranas.	Z-top. Separex. Kvaerner	Cynara. Natco	Remoción de CO ₂	Gas natural y gas de síntesis a presiones altas.

Fuente: Adaptado de *Evaluación del efecto de diferentes formulaciones de aminas sobre el desempeño de una Planta de endulzamiento* (p. 23), por Londoño, C. E. 2015. . Universidad Industrial de Santander.

Absorción química: Se refiere a llevar las impurezas de la fase gaseosa a la fase líquida utilizando un agente, en el cual, la impureza es soluble. La regeneración del agente es exactamente lo contrario, las impurezas disueltas en el agente pasan a la fase gaseosa. La absorción es indudablemente la operación más importante en el proceso de endulzamiento del gas natural y el más utilizado (Mitra, s.f., p. 6)

Absorción física: Proceso regenerativo continuo, en el que el solvente puro absorbe los componentes ácidos como gas en solución, tiene alta afinidad con los hidrocarburos líquidos y su regeneración se da por cambios de presión y en algunos casos con aumentos de temperatura, El gas tratado sale deshidratado (Mitra, s.f., p. 6).

Absorción físico-química: Mezcla entre solventes físicos y químicos que reúnen características de alta absorción y bajos requerimientos energéticos. En estos procesos la regeneración se logra a través de la separación en múltiples etapas y fraccionamiento (Mitra, s.f., p. 6).

Adsorción física: Los componentes ácidos son adsorbidos en la superficie del material adsorbente por reacción química o simplemente, atrapados por enlaces iónicos. A través de estos agentes fluye el gas ácido para remover los constituyentes ácidos, Se utiliza para el endulzamiento del gas natural, en plantas de Gas Natural Licuado (GNL), donde el CO₂ esté presente en cantidades de 1,5 a 2 % molar; en el tratamiento de líquidos, para secar el gas de alimentación a una planta criogénica; en la remoción de H₂S y mercaptanos (RHS), de una corriente de dióxido de carbono. Debido a la inversión inicial y las dificultades operacionales, estos tipos no son recomendados para volúmenes no mayores a 15 MMPCD en procesos de endulzamiento de gas (Mitra, s.f., p. 6).

Permeación: La tecnología que utiliza este método es relativamente nueva en el campo del endulzamiento. En este proceso, el gas pasa a través de placas de membranas poliméricas, separando las impurezas por la permeabilización de los componentes con la membrana. El principio de separación se da por la diferencia entre la solubilidad y la difusividad de los distintos componentes del gas con la membrana (Mitra, s.f., p. 6).

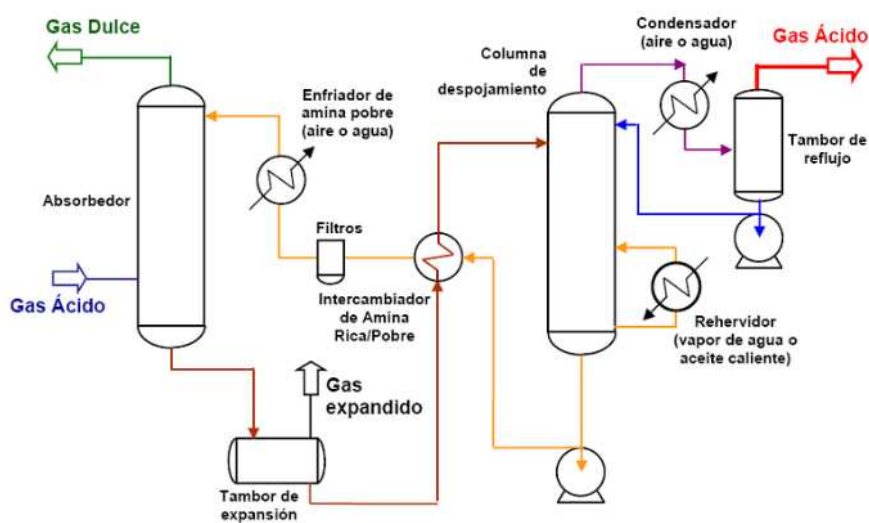
2.5 Proceso de endulzamiento con Aminas.

La Figura 2.4 muestra el esquema típico de una planta de endulzamiento con aminas en el cual el gas ácido depurado de sólidos, agua libre e hidrocarburos condensados que sale del separador de entrada, ingresa a la torre contactora por el fondo y asciende en contracorriente a una solución de amina pobre. El contacto entre la solución de amina y

el gas ácido se da en una torre de platos o empaques que trabaja a altas presión y bajas temperaturas (por encima de la temperatura ambiente). La amina absorbe los componentes ácidos mediante una reacción química exotérmica, dándose un intercambio de masa entre el gas y la amina, donde el compuesto ácido forma una sal soluble y termodinámicamente inestable, la regeneración de la solución se alcanza a través de los cambios de presión y temperatura en el sistema (Londoño, *et al.*, 2015, p. 24).

El gas dulce sale por la parte superior de la torre contactora, el cual debe cumplir con las especificaciones de venta, o se envía a deshidratación en caso de que el contenido de agua sea alto.

Figura 2.4 Proceso típico de endulzamiento de gas natural con aminas.



Fuente: *Guía sobre los contaminantes en el gas natural* (p.19). por Inelectra, 2008, Procesos.

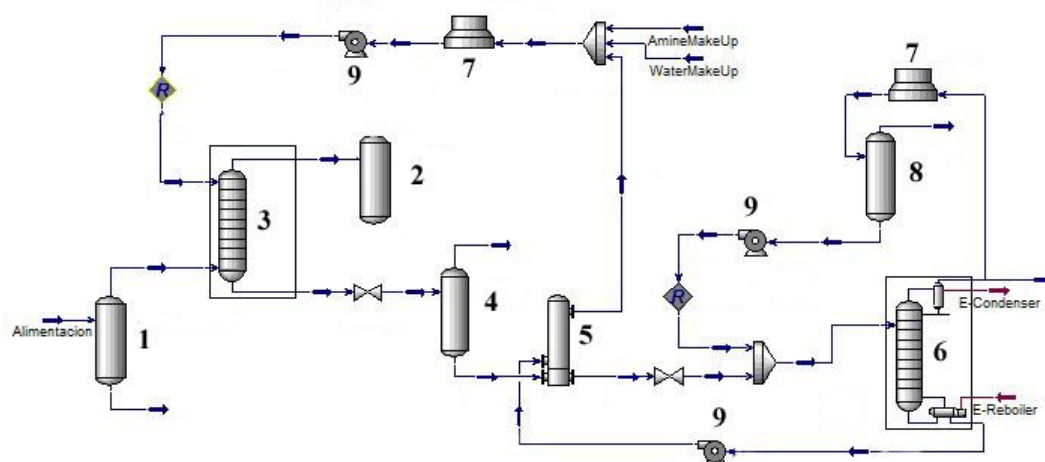
Como se muestra en la Figura 2.2, la amina rica al salir de la contactora entra a un tambor de expansión donde se despoja de gas que podría contener, seguidamente, realiza su trayecto a través de un intercambiador de Amina Rica/Pobre donde se calienta antes de entrar a la columna de despojamiento, de la columna de despojamiento salen por la parte superior gases ácidos más vapor de agua y aire, estos realizan su recorrido por un condensador y después por un tambor de reflujo donde se remueve el gas ácido y lo que

queda pasa a ser inyectado a la columna de despojamiento, por la parte inferior de la columna de despojamiento sale la amina pobre, realiza su trayecto pasando por el intercambiador de amina rica/pobre después por un enfriador para entrar por la parte superior a la contactora (Inelectra, 2008).

2.5.1 Equipos de la Planta de Aminas

Los equipos que intervienen en el proceso estándar de endulzamiento de gas natural con aminas se disponen conforme a la Figura 2.5.

Figura 2.5 Equipos del proceso típico de la Planta de Aminas.



Fuente: Elaboración propia con el *Simulador Aspen Hysys V8.8*.

De la Figura 2.5, la numeración corresponde a los siguientes equipos:

1. Pre-tratamiento del gas de alimentación.
2. Knock Out Drum/Scrubber.
3. Contactora.
4. Separador de Amina rica.
5. Intercambiador de calor.
6. Regeneradora.
7. Aero-Enfriador.
8. Separador de Reflujo.
9. Bombas.

2.5.1.1 Pre-tratamiento del gas de alimentación

La alimentación pasa por algún proceso de pre tratamiento para su adecuación antes de comenzar el proceso con aminas, entre los tratamientos utilizados están el separador de fases y/o los filtros separadores (Amine Best Practices Group, 2007, p. 6).

La función principal del pre-tratamiento es eliminar los contaminantes que llegan junto con el gas de alimentación, entre los cuales se encuentran hidrocarburos líquidos, partículas sólidas agua y otros contaminantes. Si estos contaminantes no fuesen separados antes de pasar a la contactora, podrían causar graves problemas de contaminación del proceso de endulzamiento, reducir la eficiencia del proceso de endulzamiento, promover la formación de espuma, corrosión y otros problemas de tipo operativo (Amine Best Practices Group, 2007, p. 6).

2.5.1.2 Knock out Drum/Scrubber

La instalación de este equipo evita el arrastre de los componentes de la solución de amina que salen por la parte superior de la contactora. El diseño y funcionamiento de este equipo está en función del diseño de la contactora y la probabilidad que se produzca espuma en las corrientes (Amine Best Practices Group, 2007, p. 7).

2.5.1.3 Contactora

La contactora o absorbadora es un equipo de contra flujo de gas-liquido equipada con platos o con una estructura de empaquetamiento, las contactoras llevan 20 platos en muchas de las operaciones típicas, el parámetro de la temperatura de alimentación tiene como regla en la industria tener la amina de alimentación a 10-15° F por encima de la temperatura de la alimentación del gas agrio, esto se realiza con el fin de que se evite la formación de espuma debido a la condensación de hidrocarburos en donde el gas está saturado, pero en un caso contrario; es decir que el gas no esté saturado y no haya presencia de hidrocarburos pesados; se recomienda bajar la temperatura a unos 80° F para maximizar la limpieza del gas (Amine Best Practices Group, 2007, p. 9).

2.5.1.4 Separador de Amina Rica

Este equipo proporciona una manera de eliminar los hidrocarburos livianos que fueron arrastrados por la solución de aminas para luego ser utilizados como gas combustible para diferentes áreas o procesos de la planta. El parámetro de operación para la presión en los separadores de amina rica va entre 15 psig o menos, aunque hay casos donde se puede llegar a 90 psig, como se muestra en la Tabla 2.5 se observa las condiciones para estas operaciones (Amine Best Practices Group, 2007, p. 17).

Tabla 2.5 Parámetro de operación del Separador de Amina Rica

Rango de Operación	Valor	Notas
Presiones Altas	45-65 psig	No se requiere una bomba
Presiones Bajas	0-25 psig	Se requiere una bomba

Fuente: Adaptado de *Amine Basic Practices Guidelines* (p. 17), por Amine Best Practices Group, 2007. s.n.

El uso de una bomba o no, depende de la presión que se requiere en la corriente de alimentación para que este entre a los valores de operación especificados del separador.

2.5.1.5 Intercambiador de calor

El intercambiador de calor de amina rica y amina pobre se encarga de conducir el calor entre dos corrientes, la corriente que sale por la parte inferior de la torre regeneradora y la corriente que viene siendo la alimentación de la regeneradora, una recomendación para el uso de estos dispositivos es que los tubos sean de 18-8 acero inoxidable (Amine Best Practices Group, 2007, p. 21).

El principal objetivo de este aparato es aprovechar el calor que viene de la amina pobre que sale del regenerador. La solución pobre que sale del rehervidor se enfría al pasar por el intercambiador de calor, mientras que la amina rica viene del absorbedor se calienta. Se recomienda no separar el gas en la tubería, antes de entrar a la columna de regeneración, si esto ocurre el proceso de corrosión se incrementa en grandes proporciones (Mitra, s.f.).

2.5.1.6 Regeneradora

La regeneradora es una torre equipada con platos, la recomendación es que los platos sean de 410SS o 18-8SS para operaciones exitosas. La torre de regeneración está hecha de acero (516-60 o 516-70). La boquilla de entrada o alimentación está hecha de 18-8SS (Amine Best Practices Group, 2007).

La mayor cantidad de despojamiento que se produce es centralizada en la regeneradora y no así en el reboiler, si se diera el caso que ocurra en el reboiler puede llegar a una excesiva corrosión y daño del equipo. La acción de regeneración para tener una amina pobre tendrá como parámetro una proporción de reflujo de a 1 a 3 (Mitra, s.f.).

El calor aportado por el reboiler tendrá que ser un valor necesario para que la corriente de la parte superior de la torre regeneradora tenga una temperatura entre 210 a 230° F, esto está sujeto al tipo de gas ácido siendo tratado y la cantidad de reflujo que se desea. Para la prevención de degradación térmica de la solución de amina, la fuente que proporciona calor (vapor o aceite) no deberá exceder de 350° F, la máxima temperatura acumulada en la parte inferior de la regeneradora debería ser limitada a 260° F para evitar degradación de la amina (Mitra, s.f.).

2.5.1.7 Enfriador de Reflujo

El enfriador de reflujo puede ser un intercambiador de calor de coraza y tubos o un aer-enfriador. La presión de operación del enfriador estará en relación con la presión de la regeneradora, donde el enfriador está protegido de posibles sobrepresiones gracias a la válvula de seguridad de la regeneradora (Amine Best Practices Group, 2007).

2.5.1.8 Separador de Reflujo

Este equipo se encarga de recibir la corriente que viene del enfriador de reflujo y permite que el gas ácido se separe y fluya hacia disposición del mismo. Este equipo está diseñado para presiones tal que pueda ser protegido por la válvula de seguridad de la

regeneradora. El rango de operación que tiene de temperatura es de 90 a 130° F (Mitra, s.f.).

2.5.1.9 Bombas

La bomba o bombas de amina rica, requeridas para el funcionamiento del separador de baja presión cumple especificaciones ANSI o API y requieren de sellos mecánicos de calidad para contener la amina rica, debido a ser un fluido potencialmente toxico. Se recomienda las bombas hechas con acero de la serie 400 o 300.

La presión de operación está diseñada a partir de la presión de la regeneradora más la diferencial de presión de la bomba para el caso de la bomba de reflujo de la regeneradora. Así mismo los rangos normales de reflujo depende del balance térmico de la torre regeneradora, la relación de reflujo varia de 1 a 3 moles de agua de reflujo por mol de producto de gas acido. (Amine Best Practices Group, 2007, p. 31).

2.5.1.10 Equipos Adicionales

Adicionalmente se tienen los equipos que se usaran en las diferentes configuraciones o tecnologías propuestas como ser las cajas frías o intercambiadores de varios flujos de entrada y salida y expansores.

- **Cajas Frías**

Las cajas frías son intercambiadores de calor que tienen capacidad para el intercambio de calor de varias corrientes. La utilización de este equipo, requiere mayor estudio del tipo de material con el cual tiene que ser diseñado, tomando como base los intercambiadores de calor comunes, se utiliza mayormente aluminio en su construcción.

- **Compresor**

Los compresores son los equipos que aportan con la elevación de la presión a una corriente de gas para dar impulso a esta y pueda dirigirse a diferentes procesos. Según su aplicación pueden ser diseñados como dinámicos, tipo termal o de desplazamiento positivo (Association Gas Processors Suppliers, 2004).

2.5.2 Desventajas del proceso de endulzamiento con aminas.

El proceso de endulzamiento con aminas es la tecnología de mayor uso global que ha demostrado mayor eficiencia en la remoción de componentes ácidos, sin embargo, en el proceso se presentan problemas que incurren en altos gastos económicos principalmente por:

1. Problemas operacionales.
2. Demanda energética.

2.5.2.1 Problemas operacionales.

Los problemas operacionales se dan principalmente por el inapropiado monitoreo del proceso, que derivan en problemas de corrosión y pérdida de la solución, además puede limitar la capacidad de la planta para purificar el gas por la formación de espumas y/o taponamiento de equipos, produciendo así un gas fuera de las especificaciones contractuales de transporte y extracción de líquidos de hidrocarburo (Londoño, *et al.*, 2015, p. 28)

El problema puede evitarse con el constante monitoreo y un apropiado diseño para minimizar estos problemas (Londoño, *et al.*, 2015, p. 28).

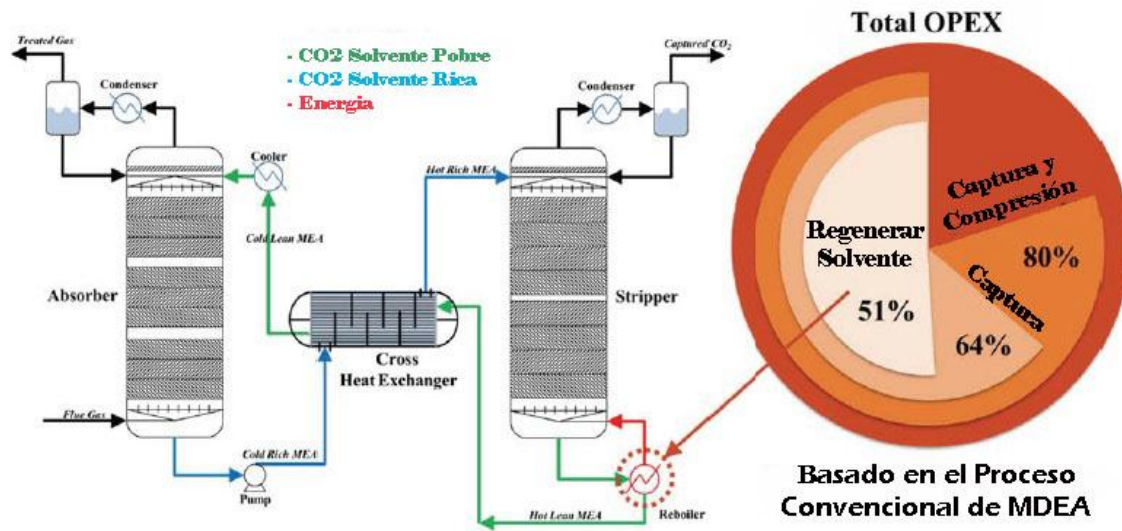
2.5.2.2 Demanda de energía.

Para llevar adelante el proceso de endulzamiento con amina se requiere de gran cantidad de energía, especialmente en la etapa de regeneración de la amina. Concretamente el elevado consumo de energía se da en el reboiler para regenerar el solvente en la torre regeneradora.

Aproximadamente el 80% de los costos operativos (OPEX) de la planta de amina corresponden netamente al proceso de endulzamiento, de los cuales el 51% de los costos totales OPEX se emplea para regenerar el solvente (Jaeheun, 2016, p. 7).

En la Figura 2.6 se muestra el impacto del consumo energético en los costos totales OPEX del proceso convencional.

Figura 2.6 Unidad de mayor consumo energético del proceso convencional de MDEA



Fuente: *Design, Modeling and Optimization of Modified MDEA Scrubbing* (p.7). por Jaeheun, J. 2016, Seoul National University.

El importante gasto energético y su impacto en los costos operativos han llevado a desarrollar numerosos estudios y desarrollar nuevas tecnologías que permitan el uso más eficiente de la energía y de esa forma reducir los costos operativos. Las tecnologías que destacan principalmente por ofrecer un margen mayor de optimización energética son:

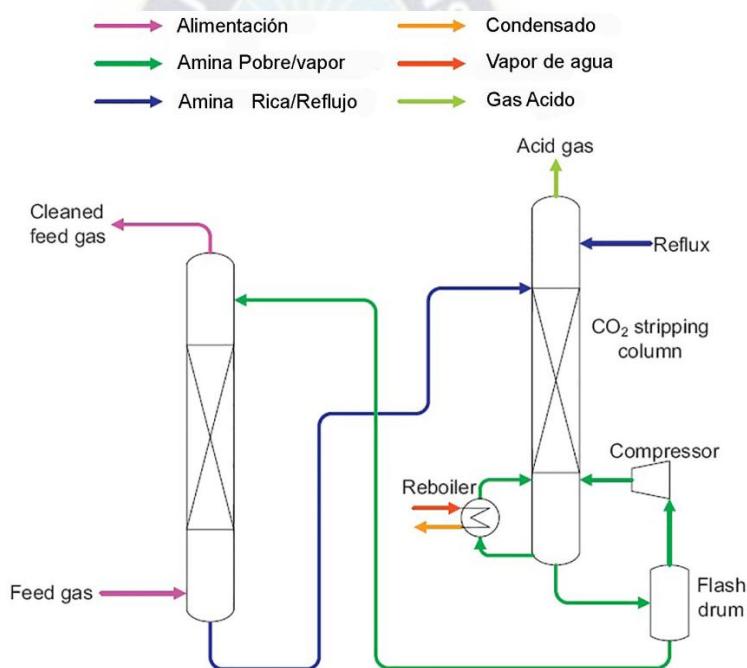
1. Incorporación de vapor re-comprimido.
2. Incorporación de vapor re-comprimido y corrientes separadas.
3. Procedimiento mejorado de flujo dividido.
4. Intercambio de calor interno.

2.6 Incorporación de vapor re-comprimido

La tecnología de incorporación de vapor re-comprimido es descrito por Satish Reddy, John Gilmartin y Valerie Francuz (2007) en la patente N° WO 2007/075466. Una parte de la corriente caliente y pobre que sale del fondo de la columna regeneradora es sometida a baja presión en un separador, como se muestra en la Figura 2.7. Los vapores separados por este proceso se comprimen y se reinyectan en el regenerador para ayudar

al proceso de regeneración de la amina, aumentando los vapores en la columna sin alterar el equilibrio del sistema. Reddy, *et al*, afirman que, a pesar de la necesidad de energía adicional que supone la compresión de los vapores (18% de aumento de la energía eléctrica), el requerimiento neto de energía del sistema reduce (5% en disminución de costos de energía eléctrica y 11% en el reboiler). Además, disminuye el consumo de agua de refrigeración en el proceso y la posibilidad de reducir en 6% el diámetro de la torre regeneradora en el diseño.

Figura 2.7 Incorporación de vapor de re-compresión.



Fuente: Adaptado de *Integrated Compressor/Stripper Configurations and Method* (p.10). por Reddy, et al., 2007, Patente No. WO 2007/075466.

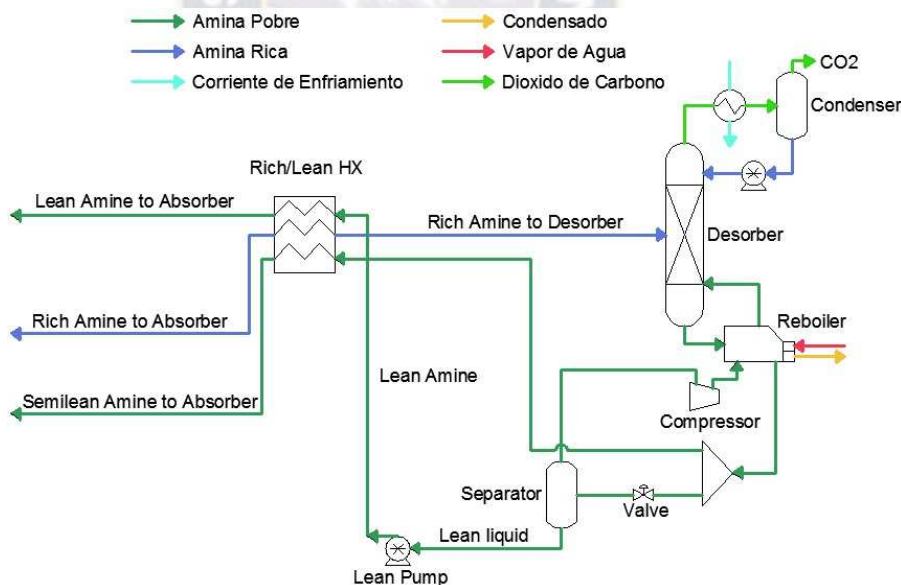
En este sistema, la fracción de vapor que es separado desde el fondo de la regeneradora, es comprimido a 2 veces las presiones de salida de la regeneradora y luego es inyectado al último plato de esta; exactamente entre la posición entre el ultimo plato y el reboiler; lo que produce un aumento de temperatura en la sección donde es más crítica la operación del reboiler por la necesidad de proporcionar calor, el sistema aporta calor lo que se traduce en menor trabajo realizado por el reboiler, la patente especifica un ahorro energético en el reboiler del 11% (Causins, *et al.*, 2011, p. 612).

2.7 Incorporación por vapor con re-comprimido y corrientes separadas

El proceso de vapor con re-compresión más corrientes separadas es una combinación de los principios de 2 tecnologías, el vapor con re-compresión y flujo dividido centrándose mayormente en la tecnología de vapor con re-compresión ya que aporta la reducción de energía en el reboiler (Jung, 2014).

Al igual que el vapor de re-compresión se saca una corriente de la amina pobre para ser re-comprimida hacia la regeneradora, solo que en esta configuración una parte es la que es re-comprimida y otra es llevada directamente como amina semi-pobre, lo cual reduce el riesgo de la degradación de la amina que ocurre en la configuración de vapor con re-compresión, el proceso se muestra en la Figura 2.8.

Figura 2.8 Incorporación de Vapor de Re-compresión y Corrientes Separadas



Fuente: Adaptado de *A survey of process flow sheet modifications for energy efficient CO₂ capture* (p.1334). por Causin, A. et al, 2011, Energy Procedia.

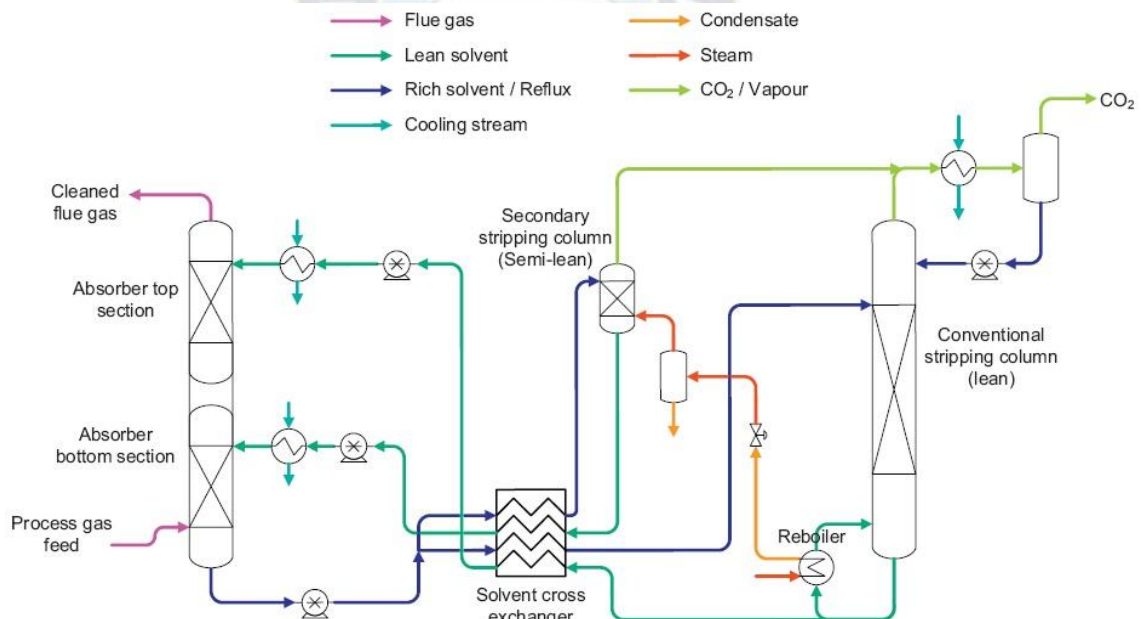
Las corrientes semi-pobre y pobre aportan mayor transferencia de calor a la corriente que entra a la regeneradora, luego estas ingresaran a la contactora en platos de alimentación diferente según el porcentaje de componentes de CO₂, los resultados obtenidos de la investigación realizada por Jaeheun Jung y su equipo revelan que el

calor requerido por el reboiler se reduce, alcanzando un ahorro neto de 35% de energía del proceso (Jung, *et al.*, 2014).

2.8 Procedimiento mejorado del flujo dividido

La tecnología postulada por Satish Reddy, Jeffrey Scherffius y John Gilmartin (2004) en la patente WO 2004/05818 A2 se centra en el intercambio de calor entre las diferentes corrientes que entran y salen tanto de la contactora como la regeneradora e intercambian calor en una caja fría en vez de un intercambiador de calor de tubo y coraza, además la tecnología incorpora un segundo regenerador para el aprovechamiento de energía en los reboilers como se puede apreciar en la Figura 2.9 (Reddy, *et al.*, 2004).

Figura 2.9 Procedimiento Mejorado del Flujo Dividido



Fuente: Adaptado de *A survey of process flow sheet modifications for energy efficient CO₂ capture* (p.1335). por Causin, A. et al, 2011, Energy Procedia.

En la Figura 2.9 se observa dos corrientes de entrada hacia la contactora, una siendo la corriente semi-pobre y otra corriente pobre cada una viene de las regeneradoras respectivas. Tanto como la sección de la cabeza como del fondo de la contactora dan

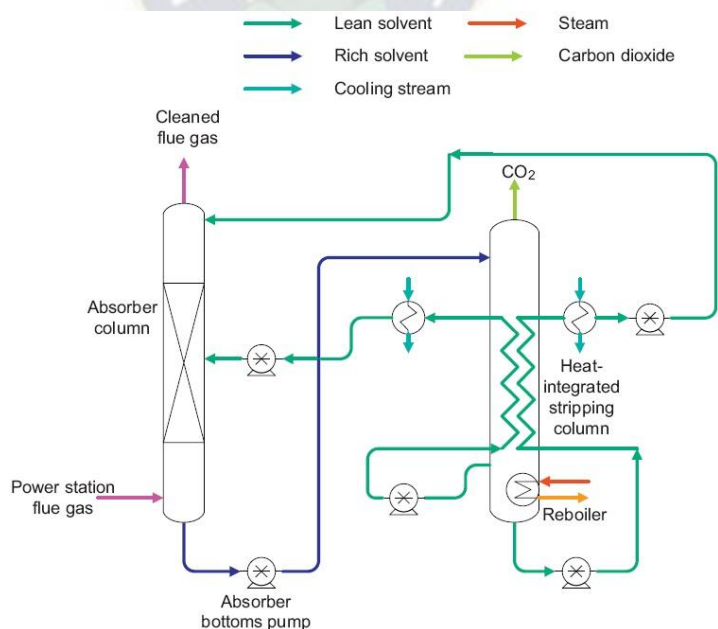
como resultado por la parte superior el gas dulce y por la parte inferior la amina rica, la cual se divide en porciones iguales para su proceso de regeneración, aprovechando así la transferencia de calor de las corrientes que salen de las regeneradoras (Reddy, 2004).

La patente sugiere en la regeneradora convencional, la incorporación de una fuente externa de energía para regenerar la amina, por ejemplo, vapor de baja presión de una estación de poder integrada para mejores resultados, las eficiencias que se puede alcanzar son del 24% de ahorro en la energía neta utilizada (Causins, *et al.*, 2011).

2.9 Intercambio de calor interno

La tecnología postulada por Gary T. Rochelle y Babatunde A. Oyekan en la patente US 2008/0127831 A1 se centra en el intercambio de calor que se puede obtener mediante la utilización de un intercambiador interno en la regeneradora que sirve para acercar más los perfiles de temperatura y así poder bajar la demanda de calor del reboiler como se muestra en la Figura 2.10 (Rochelle, *et al.*, 2011).

Figura 2.10 Proceso del intercambio de Calor Interno



Fuente: A survey of process flow sheet modifications for energy efficient CO₂ capture (p.1338). por Causin, A. et al, 2011, Energy Procedia.

Como se muestra en la Figura 2.10, el intercambio de calor se realiza por las corrientes que salen y entran de la regeneradora, donde la corriente que sale del fondo de la regeneradora aporta calor hacia la corriente que sale de arriba, la transmisión de calor no es tan eficaz, pero ayuda a que exista un mejor intercambio de calor más adelante en el intercambiador de amina rica y amina pobre (Rochelle, 2011).

La tecnología tiene problemas de realización ya que no se tiene un equipo con las modificaciones que se requieren; actualmente, no existen regeneradoras con intercambiadores de calor interno; por lo que los autores recomiendan la modificación de esta patente con la utilización de dos regeneradora, consiguiendo llegar a requerimientos netos de calor, 18% menores a las configuraciones estándar (Causins, *et al.*, 2011).

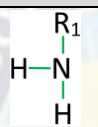
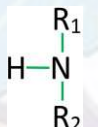
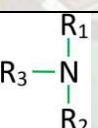
2.10 Alcanolaminas.

Una amina es una molécula de amoníaco (NH_3) con uno, dos o tres átomos de hidrógeno reemplazados por algún otro sustituyente. Cuando uno o más de los sustituyentes de una amina es un alcohol, la molécula se conoce como alcanolamina (Sheilan, 2008).

Las aminas utilizadas en el proceso de absorción son las alcanolaminas. En general, el grupo hidroxilo de la alcanolamina sirve para reducir la presión de vapor, modificar la resistencia de la base y aumentar la miscibilidad del agua, mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para promover la reacción con gases ácidos. Por esta razón, las alcanolaminas son muy efectivas para eliminar selectivamente los gases ácidos de una corriente de gas. En la práctica, se diluyen en solución acuosa, con un contenido de amina que varía entre 10 y 70% en masa. La adición de agua reduce la viscosidad y la corrosividad de la solución dentro de límites aceptables, y también reduce la solubilidad del hidrocarburo. Además, hace la regeneración mucho más fácil, ya que los gases ácidos son más capaces de vaporizarse si también se vaporiza un volumen relativamente grande de agua (Bryan Research & Engineering, 2015).

Las aminas son clasificadas como primarias, secundarias o terciarias dependiendo del número de sustituyentes que posean. En la Tabla 2.6 se muestra la estructura molecular de cada una de las clasificaciones (Sheilan, 2008).

Tabla 2.6 Tipos de Aminas

Amina		Nombre Comercial	Formula Semi-desarrollada
Amoniaco	Formula General		
Amina Primaria		MEA	$(\text{OH} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2)_1\text{NH}_2$
		DGA	$(\text{OH} - \text{C}_2\text{H}_4 - \text{O} - \text{C}_2\text{H}_4)_1\text{NH}_2$
Amina Secundaria		DEA	$(\text{OH} - \text{C}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$
		DIPA	$(\text{OH} - \text{CH}_2 - \underset{\text{OH}}{\overset{\text{H}}{\text{C}}} - \text{CH}_2)_2\text{NH}$
Amina Terciaria		TEA	$(\text{OH} - \text{C}_2\text{H}_4)_3\text{N}$
		MDEA	$(\text{OH} - \text{C}_2\text{H}_4)_2\text{N} - \text{CH}_3$

Fuente: Adaptado de *Amine Treating and Sour Water Stripping*, por Sheilan, M., Spooner, B., & van Hoorn, E. 2008.

2.10.1 Aminas utilizadas en el proceso de absorción.

A continuación, se detallan las características y propiedades de las distintas aminas que pueden ser utilizadas comercialmente en el proceso de absorción de gases ácidos.

2.10.1.1 Monoetanolamina (MEA).

Corresponde a una amina primaria con propiedades de la Tabla 2.7. Debido a inconvenientes como la generación de productos de degradación y el alto requerimiento energético en su regeneración, el uso de esta amina en el tratamiento de gases ha disminuido en los últimos años (Sheilan, 2008).

Tabla 2.7 Propiedades de Monoetanolamina.

Fórmula molecular	C ₂ H ₇ NO
Peso molecular	61,08 [g/mol]
Punto Normal de ebullición	171 [°C]
Punto Normal de congelación [°C]	10,6 [°C]
Densidad a 15°C	1,012[g/cm ³]
Calor específico a 15°C	2,545 [kJ/kg °C]
Calor de Vaporización a 1 atm	509,39 [kJ/kg]
Viscosidad a 20°C	24,1 [cP]

Fuente: *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

Las ventajas de la utilización de MEA son:

- Bajo costo.
- Buena estabilidad térmica.
- Eliminación parcial de CO₂.

Las desventajas de la utilización de MEA son:

- Alta presión de vapor, que da como resultado pérdidas más altas.
- Mayor potencial de corrosión que otras aminas.
- Altos requerimientos de energía.
- Eliminación no selectiva en sistema mixto de gases ácidos.
- Formación de productos de degradación irreversibles, lo que requiere incorporar proceso de recuperación continua.

2.10.1.2 Dietanolamina (DEA).

DEA es una amina secundaria con propiedades de la Tabla 2.8. Posee un rendimiento similar a MEA, pero con menor tendencia de formación de productos de degradación. Típicamente es utilizada en una concentración de 20-25% en peso (Lijó, 2008).

Tabla 2.8 Propiedades de Dietanolamina.

Fórmula molecular	C4H11NO2
Peso molecular	105,14 [g/mol]
Punto Normal de ebullición	229 [°C]
Punto Normal de congelación [°C]	28 [°C]
Densidad a 20°C	1,04[g/cm3]
Calor específico a 15°C	2,51 [kJ/kg °C]
Calor de Vaporización a 1 atm	670 [kJ/kg]
Viscosidad a 20°C	350 [cP]

Fuente: *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

Las ventajas de la utilización de DEA son:

- Resistencia a la degradación por COS y CS₂.
- Baja presión de vapor, lo que da como resultado pérdidas potencialmente más bajas.
- Genera menor corrosión comparado con MEA.
- Bajo costo.

Algunas de las desventajas de utilizar DEA se mencionan a continuación:

- Eliminación no selectiva en sistemas mixtos de gases ácidos.
- Requerimientos de mayor circulación.
- No recuperable por técnicas convencionales de recuperación, una vez formados los productos de degradación.

2.10.1.3 Diglicolamina (DGA)

Es una amina primaria con propiedades de la Tabla 2.9. En muchos aspectos es similar a MEA. Posee una presión de vapor inferior, lo que permite tener una solución con concentraciones más altas, típicamente entre 50 y 60% en peso (Lijó, 2008).

Tabla 2.9 Propiedades de Diglicolamina.

Fórmula molecular	C4H11NO2
Peso molecular	105.14[g/mol]
Punto Normal de ebullición	221[°C]
Punto Normal de congelación [°C]	-12,2[°C]
Densidad a 20°C	1,06 [g/cm3]
Calor específico a 15°C	2,386 [kJ/kg °C]
Calor de Vaporización a 1 atm	509,4 kJ/kg
Viscosidad a 20°C	26 [cP]

Fuente: *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

Las ventajas de utilizar DGA son:

- Ahorro en costos de operación debido a que se requiere de una menor circulación.
- Por lo general, logran altas especificaciones.
- Eliminación mejorada de mercaptanos, en comparación con otras aminas.
- Excelente estabilidad térmica.

Algunas desventajas de la utilización de DGA son:

- Eliminación no selectiva en sistemas mixtos de gases ácidos.
- Mayor costo que MEA y DEA.

2.10.1.4 Metildietanolamina (MDEA).

MDEA corresponde a una amina terciaria con propiedades de la Tabla 1.10. Esta amina posee la capacidad de remover selectivamente H₂S cuando se trata de corrientes gaseosas contaminadas tanto por H₂S y CO₂ (Sheilan, 2008).

Existen en el mercado mundial varias aminas con formulaciones patentadas, que mayormente se componen de MDE. Debido a su baja presión de vapor la MDEA puede usarse hasta 60% en agua sin pérdidas apreciables por evaporación (Lijó, 2008).

Tabla 2.10 Propiedades de Metildietanolamina.

Fórmula molecular	C ₅ H ₁₃ NO ₂
Peso molecular	119,16 g/mol
Punto Normal de ebullición	247 [°C]
Punto Normal de congelación [°C]	-23 [°C]
Densidad a 20°C	1,04[g/cm ³]
Calor específico a 15°C	2,26 [kJ/kg °C]
Calor de Vaporización a 1 atm	475 [kJ/kg]
Viscosidad a 20°C	101 [cP]

Fuente: *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

Dentro de las ventajas del uso de MDEA se destacan:

- Alta estabilidad (escasa tendencia a formar productos de reacción) que reduce la generación de espumas, ensuciamiento (fouling), corrosión con buena miscibilidad en hidrocarburos.
- Selectividad de H₂S por sobre CO₂ en gases con ambos ácidos.
- Baja presión de vapor, lo que da como resultado pérdidas potencialmente más bajas.
- Alta resistencia a la degradación.
- Utilización eficiente de energía.

Dentro de las desventajas del uso de MDEA se mencionan:

- Reacciona muy lentamente con el CO₂ (hidratación lenta) y es por ello que se le agrega activadores de hidratación por ejemplo MEA y/o DEA que mejoren esa propiedad (Lijó, 2008).
- Alto costo comparado con MEA, DEA y DGA.
- Remoción baja de CS₂ y COS.

2.10.2 Mecanismos de reacción de aminas en el tratamiento de gas ácido.

En solución acuosa, H₂S y CO₂ se disocian para formar una solución débilmente ácida. Cuando una corriente de gas que contiene H₂S y/o CO₂ entra en contacto con una solución

de amina acuosa, los gases ácidos reaccionan con la amina para formar un complejo ácido-base soluble, denominado sal de amina. La reacción es exotérmica y se muestra en la siguiente ecuación (Sheilan, 2008):



Aunque las principales reacciones ácidas ($\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{S}$) con aminas son reversibles, ciertas reacciones irreversibles pueden generar productos de los cuales las aminas no son fácilmente recuperables. Este fenómeno se puede denominar “degradación de la amina” y puede suceder por vía térmica o química.

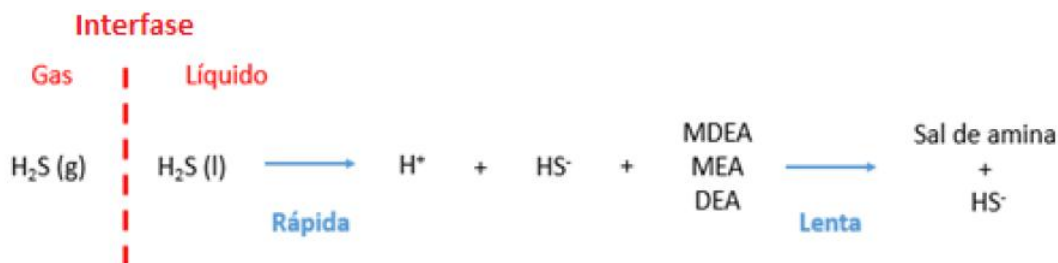
La degradación térmica de la amina se refiere a las pérdidas de la amina por vaporización, mientras la degradación química es directamente atribuible a la elevada composición de CO_2 del gas a tratar y la reacción con aminas primarias y secundarias con la formación de aminas intermedias y otras reacciones irreversibles que restan reactividad a la amina y junto con otros contaminantes, generan corrosión, espumas y ensuciamiento en los intercambiadores (Lijó, 2008).

A continuación, se describen los mecanismos de reacción para la absorción de H_2S y CO_2 .

2.10.2.1 Mecanismo de reacción para H_2S

Independiente de la estructura de la amina (primaria, secundaria o terciaria), esta reacciona de manera instantánea con el H_2S , mediante la transferencia de un protón. La Figura 2.11 muestra la reacción entre amina y H_2S (Sheilan, 2008).

Figura 2.11 Mecanismos de reacción para H_2S .



Fuente: Adaptado de *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

2.10.2.2 Mecanismo de reacción para CO₂.

Existen dos mecanismos distintos para la reacción entre amina y CO₂.

A. Mecanismo vía formación de carbamato.

Este mecanismo requiere la presencia de H⁺ libres en la molécula de amina, por lo que solo se da en presencia de aminas primarias y secundarias. Ocurre mediante la formación de un intermediario de reacción denominado carbamato. El CO₂ reacciona con una amina primaria o secundaria para formar carbamato, el cual posteriormente reaccionará con una segunda molécula de amina para formar la sal de amina. El mecanismo de reacción se muestra en la Figura 2.12 (Sheilan, 2008).

Figura 2.12 Mecanismo de reacción vía formación de carbamato.



Fuente: Adaptado de *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

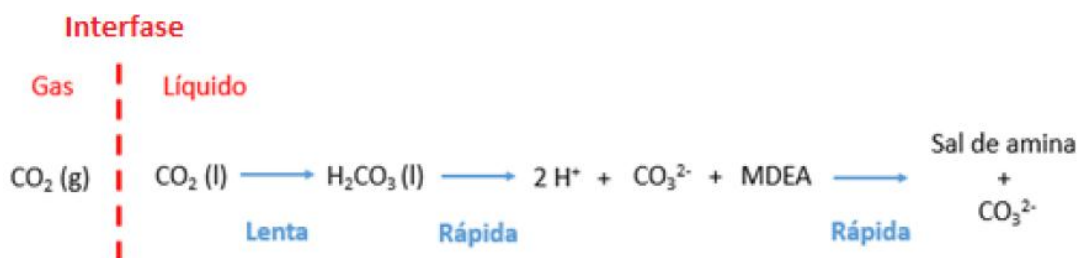
B. Mecanismo mediante la hidrólisis de CO₂

Cuando se disuelve en agua, el CO₂ se hidroliza para formar ácido carbónico, que a su vez se disocia lentamente en bicarbonato. El bicarbonato luego emprende una reacción ácido-base con la amina para producir la reacción que se muestra en la Figura 2.13. Esta reacción puede ocurrir con cualquier amina, independiente de su estructura, pero es lenta cinéticamente porque el paso de disociación del ácido carbónico hacia el bicarbonato es relativamente lento (Sheilan, 2008).

Ya que existe muy poca diferencia entre las velocidades de reacción entre la absorción de H₂S y CO₂ mediante la formación de carbamato, las aminas primarias y secundarias logran una eliminación de H₂S y CO₂ prácticamente completa. Sin embargo, debido a

que las aminas terciarias están completamente sustituidas, no pueden reaccionar con CO₂ mediante la formación de carbamato, sino que deben hacerlo mediante la hidrólisis lenta del CO₂. Es por esta razón que las aminas terciarias tienen selectividad significativa para la absorción de H₂S por sobre CO₂ (Sheilan, 2008).

Figura 2.13 Mecanismo de reacción mediante hidrólisis de CO₂.



Fuente: Adaptado de *Compuestos de Azufre en el Gas Natural y su remoción con Alcanolaminas Terciarias*, por Lijó, Jose, A., Sotomayor, Juan, C., 2008.

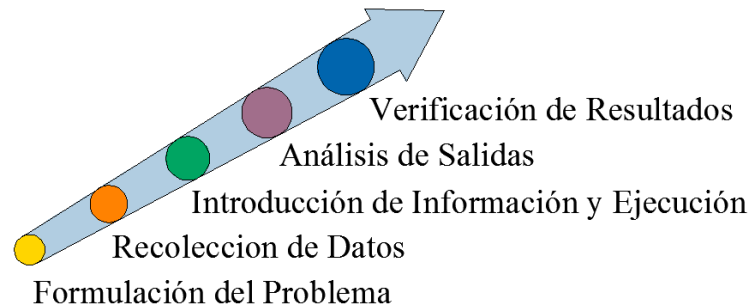
2.11 Simulación de Procesos

El entorno macroeconómico al que se enfrentan las empresas, requiere de herramientas que puedan proporcionar un desarrollo seguro. Paralelamente, desde la perspectiva de la empresa misma, debe disponer de recursos para mantenerse en una posición competitiva y tener la capacidad de responder las exigencias del mercado. Ante esta situación surge la necesidad de aplicar modelos de simulación que permiten predecir, comparar y optimizar el comportamiento de sus procesos para mejorar la planificación estratégica de la empresa (Fullana, *et al.*, 2019).

La simulación, es el desarrollo de un modelo lógico-matemático de un sistema, de tal forma que se tiene una modelación de la operación de un proceso real o de un sistema a través del tiempo. La simulación involucra la generación de una historia artificial de un sistema, en donde la manipulación experimental, nos ayuda a inferir las características operaciones de tal sistema (Azarang, 1996).

Como se muestra en la Figura 2.14 existe un procedimiento de la simulación del proceso en cual se basa en 5 escenarios que conllevan a tener resultados de la simulación del proceso.

Figura 2.14 Procedimiento de la Simulación de Procesos



Fuente: Adaptado de *Simulación y Análisis de modelos estocásticos* (p. 63), por Azarang, M. R. Garcia, E., 1996, McGraw-Hill/Interamericana De Mexico.

Primeramente, se inicia con la formulación del problema, donde se tiene la idea del porque se estaría realizando el proceso en busca de un resultado, seguidamente, se tiene la recolección de los datos relacionados a la solución del problema- Los datos son incorporados en la siguiente actividad de introducción de información y realizar su ejecución. Finalmente, en las dos últimas actividades; el análisis de salidas y la verificación de resultados; ambos son revisados y estudiados para determinar si el problema que se estudia está resuelto.

Mediante la simulación, tanto nuevos procesos como procesos ya existentes pueden proyectarse, evaluarse y contemplarse sin correr el riesgo asociado a experiencias llevadas a cabo en un sistema real. Es decir, permite a las organizaciones estudiar sus procesos desde una perspectiva sistemática procurando una mejor comprensión de la causa y efecto entre ellos además de permitir una mejor predicción de ciertas situaciones. La teoría de la simulación permite valorar, replantear y medir, por ejemplo, la satisfacción del cliente ante un nuevo proceso, la utilización de recursos en el nuevo proceso o incluso el tiempo para minimizarle. Todas estas posibilidades hacen de la simulación un instrumento ideal para un esfuerzo de replanteamiento de la empresa. (Azarang, 1996).

2.11.1 Análisis de procesos

El análisis de procesos se refiere a la aplicación de métodos científicos al reconocimiento y definición de problemas, así como el desarrollo de procedimientos para su solución.

El proceso es una representación de lo que en realidad pasa con los materiales pudiendo ser modificados en operaciones o tratamientos, esto está regido por el modelo que el proceso real está sometido. El sistema es los elementos que se conectan entre ellos por medio de información. El parámetro dentro del proceso se define como su propiedad, de la cual se puede representar con valores numéricos, así mismo puede ser representada como un constante o coeficiente de una ecuación. Finalmente, la simulación es el estudio de este sistema por medio de modificaciones en su proceso o su representación como modelo en sí (Himmelblau, D. M., 1992).

Un análisis del proceso permite el estudio de cómo funciona y opera un proceso, como este igualmente puede ser modificado y comparado con otros procesos, y también el estudio económico de todo el proceso. Este último punto es de mayor importancia ya que constituye una herramienta de decisión y descarte de procesos, realizar un estudio de los beneficios de cada uno de las alternativas de los procesos es una herramienta de comparación ya que se verá cual alternativa es la más real y posible de realizar comparando con algo tangible como el costo tanto de operaciones como del capital, aparte de esta importancia se hace también un estudio de las evaluaciones ingenieriles, matemáticos y fisicoquímicos (Fullana, et al., 2019).

2.11.2 Ventajas y Desventajas de los Modelos de Simulación

Como la simulación es en muchas ocasiones una herramienta apropiada de análisis, es preciso considerar las ventajas y desventajas de su utilización (Azarang, 1996):

2.11.2.1 Ventajas

- La simulación una vez realizada, esta puede ser modificada en pocos pasos y da resultados más rápidos a la hora de analizar diferentes escenarios.
- Las simulaciones son más baratas de llevar a cabo ya que no se necesita tantos recursos para realizar cambios en comparación con un sistema real.
- Es más sencillo comprender y visualizar lo que ocurre en una simulación que un método analítico, además de ser más organizado en cuanto a datos.
- Las simulaciones tienen diferentes herramientas que ayudan a resolver diferentes casos más complejos o que requiere mayor detalle en comparación con los métodos analíticos, donde para resolver el sistema complejo suele requerir de gran número de simplificaciones y muchas veces se realizan suposiciones lo que alejan de los resultados reales.

2.11.2.2 Desventajas

- Los modelos de simulación computacionales son costosos y se requiere de horas invertidas para su modelación y verificación de datos concordantes a la realidad.
- Las simulaciones requieren de varias corridas para ser eficaz, por lo que requiere más tiempo en su desarrollo, lo cual repercute en altos costos.
- Los modelos de simulación no dan soluciones óptimas sin cotejar los resultados con la situación real del proceso.
- Las simulaciones pueden dar resultados erróneos, y ante un deficiente análisis, los datos pueden llevar a graves errores.

2.11.3 Simulador HYSYS V8.8.

El simulador HYSYS V8.8 es una extensión de lo que es HYSIM un simulador desarrollado por AspenTech para la simulación de procesos donde se usan balances de masa y energía, asimismo, el paquete puede simular condiciones estacionarias como dinámicas.

En el mercado existen varios simuladores de las mismas características entre ellos están: ASPEN PLUS, PRO/II o CHEMCAD, no obstante, HYSYS se caracteriza por:

- Los cambios se realizan mientras uno va ingresando datos por lo que se tiene una evaluación de los cambios mientras el simulador va sacando resultados.
- Tiene varios paquetes que ayudan a la evaluación tanto económica y energética de manera rápida y visual.

2.11.3.1 Herramientas de Trabajo

Las herramientas de trabajo que hace uso HYSYS V8.8 para las simulaciones son, la base de datos, que contiene un amplio contenido, que van desde 1500 componentes sólidos, líquidos y gaseosos, propiedades fisicoquímicas de las sustancias puras, parámetros de interacción binaria para el cálculo del coeficiente de actividad y electrolitos, además, contienen las propiedades de muchos crudos a partir de datos experimentales (Haydary, J. 2019).

Así mismo HYSYS V8.8 realiza una caracterización de fracciones del petróleo, que comprenden en correlaciones específicos para fracciones livianas y pesadas, y modelos de inter conversión de curvas de destilación (Haydary, J., 2019).

Por último, HYSYS V8.8 posee una representación gráfica que permite modelar alrededor de 40 diferentes operaciones unitarias, entre algunas de ellas esta:

- Acumuladores Flash
- Columnas de destilación, azeotrópicas
- Columnas de extracción
- Reactores continuos y Batch
- Compresores
- Turbinas
- Bombas
- Intercambiadores de calor

- Separadores
- Tuberías
- Válvulas de Bloqueo y Control

2.11.3.2 Paquete de propiedades de Aminas.

El paquete “DBR Amina Package” es usualmente requerido en la remoción de gases ácidos como Sulfuro de Hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2) de corrientes de gas en plantas de gas natural y en refinerías de petróleo. DBR Amina Package, es un paquete fluido especial diseñado para ayudar al modelado de unidades para la remoción de H_2S y CO_2 con Alcanolaminas. Este paquete de propiedades contiene datos para el modelado de procesos de absorción/desorción. El paquete utiliza soluciones acuosas de las siguientes aminas: mono-etanol-amina (MEA), di-etanol-amina (DEA), metil-di-etanol-amina (MDEA), tri-etanol-amina (TEA), entre otras. Además, se pueden utilizar mezclas de aminas. El diseño de unidades de tratamiento de aminas comprende las siguientes características: configuración del proceso, tipo de amina y concentración, tasa de circulación de la solución, requerimientos de calor del re-hervidor, temperaturas y presiones de operación (Hyprotech Hysys, 2020).

El software de simulación especializado en la remoción de componentes como H_2S , CO_2 , COS de gas natural y gas licuado de petróleo con soluciones de aminas está basado en datos de laboratorio por más de 25 años. Aplica rigurosos modelos de etapa en no equilibrio y la ecuación de estado de Peng-Robinson (Hyprotech Hysys, 2020).

El modelo de etapa de no equilibrio desarrollado para simular los procesos de transferencia de masa de las unidades de tratamiento de aminas. El concepto fundamental utilizado es que la tasa de absorción/desorción de gases ácidos para la solución de amina deben ser considerados como procesos de transferencia de masa. Las etapas de eficiencia son funciones de los coeficientes de transferencia de masa y del diseño mecánico de la bandeja. El modelo de Newton-Raphson es usado para resolver las ecuaciones simultáneas por temperatura, composición en cada etapa de la columna (Hyprotech Hysys, 2020).

Los efectos calóricos son un factor importante en los procesos de tratamiento con aminas y están tomados en cuenta en este modelo. Las correlaciones para los calores de solución se determinan como función de la composición para los calores de solución se determinan como función de la composición y del tipo de amina. Las correlaciones son generadas a partir de valores existentes publicados o derivados de datos de solubilidad usando la ecuación de Gibbs-Helmholtz. (Hyprotech Hysys, 2020).

2.11.3.3 Herramienta HYSYS Economics

HYSYS Economics es una herramienta integrada al programa HYSYS, la herramienta proporciona un análisis económico rápido de los aspectos del costo de capital y el costo de operación del proceso analizado. La evaluación del programa al proceso se describe en 3 etapas que determinan los parámetros para la evaluación financiera. Estas etapas de estimación de costos son:

1. Mapeado del proceso
2. Dimensionamiento de los Equipos
3. Evaluación económica y resultados

El mapeado es una etapa clave en la evaluación económica, permite el análisis de cada proceso dentro de la simulación realizada, es decir que realiza una evaluación más extensa por los equipos que utilizan en realidad, pero en la simulación se los simplifica para temas prácticos (Figura 2.15).

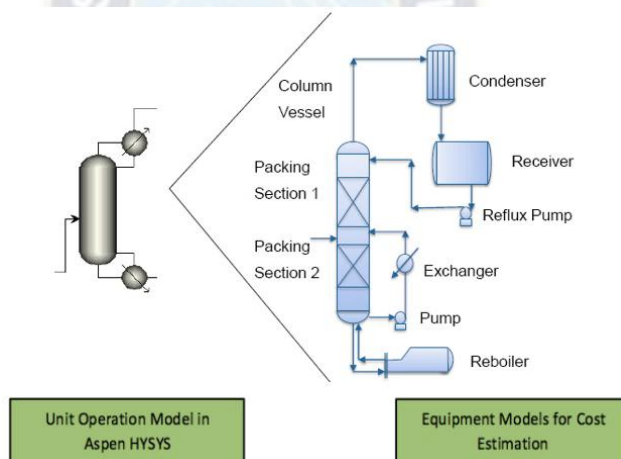
Como se puede ver en la Figura 2.15, la simulación tiende a simplificar el esquema del proceso mientras el mapeado del proceso toma en cuenta las corrientes y los equipos que son utilizados para los procesos, esto se hace con el objetivo de poder calcular un precio en los equipos como serian instalados en una planta real, así mismo como las corrientes y sus costos para conectar el proceso (AspenTech, 2017).

El dimensionamiento de los equipos se realiza a partir de los datos de la simulación y procedimientos de dimensionamientos ya establecidos, es decir que el programa realiza la comparación entre las especificaciones para cada equipo y las compara con una base

de datos ya incorporada, así mismo esta base de datos puede ser modificada para que cumpla con ciertas especificaciones del material a utilizar.

La evaluación económica da como resultado dos parámetros, el costo de capital y el costo de utilidad. Para el costo de capital se toma en consideración de los costos directos como ser algunos los equipos, los tubos para las corrientes, instrumentación, equipos eléctricos, pintura. Para el costo de las utilidades el programa se basa en el tipo de fluido y la cantidad que ciertos equipos puedan utilizar, este parámetro puede ser definido por el usuario o que el programa calcule los requerimientos necesarios para que el proceso se lleve a cabo.

Figura 2.15 Mapeado de la Simulación en HYSYS



Fuente: Adaptado de *Getting Started with Relative Economics in Aspen HYSYS* (p. 2), por AspenTech, 2017, Aspen Technology.

2.11.3.4 Ventajas del Software

Entre las principales ventajas que brinda el HYSYS están:

- La rápida examinación que se puede realizar gracias a la posibilidad de configurar el modelo
- Acorta el tiempo requerido para el diseño de la planta
- Permite configurar y mejorar el diseño
- Se puede llegar a las condiciones optimas

Cabe aclarar que los datos que se ingresen al programa deberán ser anteriormente estudiados, entonces mucho de lo que se haga en la simulación y sus resultados depende de la calidad de los datos (Haydary, 2019).

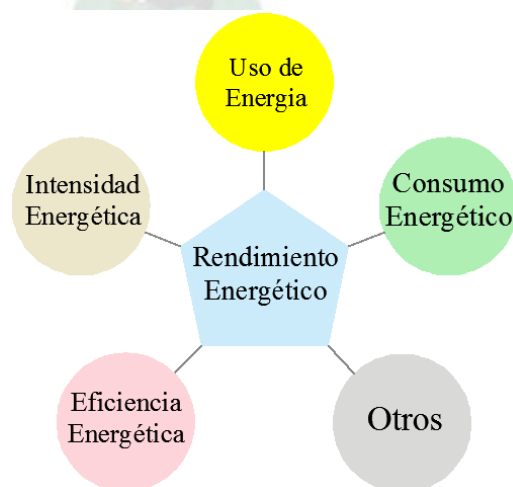
2.12 Eficiencia Energética.

La definición de “eficiencia energética” es sumamente compleja, aunque intuitiva, por ejemplo, algo es más energoeficiente si presta mayores servicios a cambio del mismo insumo energético, o los mismos servicios por menos.

La definición del Lawrence Berkeley National Laboratory (parte del Departamento de Energía de los Estado Unidos) parece tener más aceptación; “utilizar menos energía en la prestación de igual servicio” (International Energy Agency, 2016).

La eficiencia energética, el uso y consumo de energía incluyen el concepto de rendimiento energético. Por lo que la organización puede elegir un abanico de actividades dirigidas hacia el rendimiento energético de la Figura 2.16. Por ejemplo, la organización se puede enfocar en reducir la demanda pico o mejorar las operaciones de sus sistemas, procesos o equipos (ISO, 2011).

Figura 2.16 Áreas de estudio del rendimiento energético



Fuente: Adaptado de *Energy Management Systems - Requirements with guidance for use* (p.14), por ISO, 2011, Cen/Cenelec

En general para demostrar que un elemento es más energoeficiente que otro, existen indicadores de eficiencia energética que pueden ser muy generales (el consumo total de energía del proceso de endulzamiento) o desagregados (el consumo promedio de combustible de los reboilers). Por lo normal. El consumo de energía es el numerador y los datos por actividad el denominador (IEA, 2016).

El consumo energético puede expresarse en diversas unidades (kWh, BTU, Julios, toneladas equivalentes al petróleo, etc.), mientras que los datos por actividad abarcan una amplia gama de actividades (IEA, 2016).

2.13 Revisión Energética

El proceso de identificación y evaluación del consumo de energía debe conducir a la organización a definir las áreas de consumo de energía significativas e identificar las oportunidades para mejorar la eficiencia energética (ISO, 2011).

Una auditoria o la evaluación energética consta de un examen detallado de la eficiencia energética por organización, ya sea de un proceso o de un global. Se basa normalmente en la medición y observación apropiada del rendimiento energético actual. Los productos de las auditorias incluyen información en el consumo y el rendimiento actual, que pueden ser acompañados por una serie de recomendaciones de mejoramiento clasificadas en términos de rendimiento energético (ISO, 2011).

Una de las mejores formas en las que una organización puede implementar de forma coherente, sistemática y homogénea un Sistema Gestión de Energía es hacerlo bajo un estándar de referencia, por ejemplo, la norma internacional ISO 50001 (Materán, 2018).

2.13.1 Sistema de Gestión de la Energía – ISO 50001.

En el año 2011. La Organización Internacional para la Estandarización, ISO por sus siglas en ingles publico la normativa internacional ISO 50001, que tiene como objetivo establecer una estructura de trabajo que permita a las organizaciones (ISO, 2011):

- Desarrollar una política para un uso más eficiente de la energía.

- Establecer metas y objetivos para cumplir con la política.
- Usar la información necesaria para entender mejor y tomar decisiones sobre el uso de la energía.
- Medir los resultados.
- Revisar el buen funcionamiento de la política energética.
- Mejora continua de la gestión de la energía.

La norma ISO 50001:2011 establece los requisitos que una organización debe cumplir para lograr que su SGE sea eficaz en el uso eficiente y sostenible de la energía, estos requisitos son pautas que fomentan el establecimiento de objetivos de eficiencia energética coherentes y alcanzables y está basada en la estrategia de mejora continua, llamada Ciclo de Deming o metodología PVHA, muy usada en otros sistemas de gestión de calidad (SGC) o sistemas de gestión de la seguridad en la información (SGSI).

2.14 Evaluación Financiero de Proyectos

La evaluación de proyectos pretende establecer la conveniencia técnico-económica de ejecutar un proyecto. Para la evaluación de un proyecto se puede adoptar un enfoque costo-beneficio o un enfoque costo-eficiencia, dependiendo si es posible cuantificar y/o valorar los beneficios del proyecto.

En este sentido, el objetivo de la evaluación no es la búsqueda de la precisión de los antecedentes económicos que dan origen a un resultado, sino mas bien analizar y estimar con un cierto orden de magnitud un conjunto de variables que permitan juzgar la conveniencia de su implementación.

2.14.1 Enfoque Costo – Beneficio

En un enfoque costo beneficio, el objetivo de la evaluación es determinar si los beneficios que se obtienen son mayores que los involucrados. Para ello, es necesario identificar, medir y valorar los costos y beneficios del proyecto.

2.14.2 Enfoque Costo – Eficiencia.

En el enfoque costo-eficiencia, el objetivo de la evaluación es identificar aquella alternativa de solución que presente el mínimo costo, para los mismos beneficios, Por ello, para poder aplicar este enfoque es fundamental poder configurar alternativas que entreguen beneficios comparables, de tal forma de poder evaluar cuál de ellas es más conveniente desde el punto de vista técnico- económico.



CAPÍTULO 3

PROCESO DE REMOCIÓN DE CO₂ DE LA PLANTA DE YAPACANÍ

3.1 Planta de Yapacaní.

La planta de Yapacaní es actualmente operada por YPFB Andina S.A., el objetivo principal de la planta es procesar y entregar la producción de gas natural dentro de las especificaciones a YPFB en aplicación de los acuerdos de entrega y adicionalmente la producción de gasolina natural (YPFB Andina S.A. 2020).

Conforme la clasificación por áreas y sus zonas geográficas de los campos operados por YPFB Andina S.A. (Figura 3.1) mediante Contrato de Operación suscrito con YPFB Corporación “aprobado en fecha 28 de octubre 2006 por el Poder Legislativo” (YPFB Andina S.A., 2019, p. 157), la Planta de Yapacaní está ubicada en el Área Norte y procesa todos los volúmenes de producción de gas natural provenientes de los campos Sirari, Patujú, Enconada, Palacios, Puerto Palos, Boquerón Tradicional y Yapacaní.

Figura 3.1 Áreas operadas por YPFB Andina S.A.



Fuente: Tomada de *Ubicación Geográfica – Áreas Operadas* [Imagen], por YPFB Andina S.A., 2021, <https://ypfb-andina.com.bo/pagina/areas-operadas/Mg/Mg/d2ViX21lbnVfbml2ZWwx>

3.1.1 Ubicación geográfica de la Planta de Yapacaní

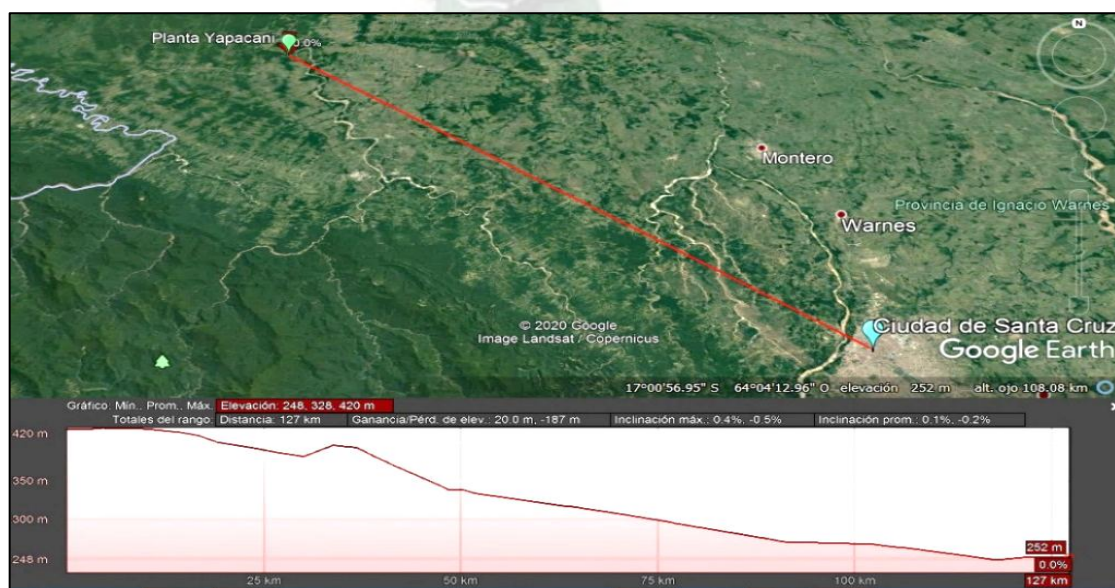
La Planta de Yapacaní está ubicada en el municipio de Yapacaní, provincia Ichilo del departamento de Santa Cruz, como se observa en la Figura 3.2., específicamente en el margen izquierdo del Rio Yapacaní en la denominada Llanura Central. La distancia aproximada en línea recta desde la ciudad de Santa Cruz hasta la planta es de 127 km en dirección noreste como se muestra en la Figura 3.3 (YPFB Andina S.A. 2020).

Figura 3.2 Ubicación de la Planta de Yapacaní



Fuente: Google Earth 2020

Figura 3.3 Ubicación de la Planta de Yapacaní.



Fuente: Google Earth 2020

3.1.2 Capacidad de Procesamiento.

La Planta de Yapacaní está diseñada para procesar hasta 128 MMPCD de gas natural, con una capacidad de remoción de CO₂ de 16 MMPCD y 5250 Barriles de capacidad nominal de almacenamiento de hidrocarburos líquidos, además, esta provista de los siguientes sistemas: Colectores, Separación Primaria, Compresión, Deshidratación, Generación Eléctrica, Almacenamiento, Bombeo, Planta de Inyección de Agua (PIA) y Sistema de Seguridad Contra Incendio (RCI).

El volumen de producción de los pozos de gas natural proveniente del área norte es recolectado y transportado mediante líneas de recolección desde la planchada de cada pozo hasta los cuatro colectores como se muestra en la Figura 3.4, posteriormente el flujo se dirige al manifold de la Planta donde es direccionado a los 7 separadores, mismos que están divididos en dos etapas; la primera de alta presión (1200 psig) y la segunda de baja presión (200 psig). Los separadores de alta son de tipo horizontal (V-101, V-160, V-05, V-120), los separadores de baja son de tipo horizontal trifásico (V-02, V-170, V-06). El agua de formación es enviada a la Planta PIA del campo Víbora donde recibe el tratamiento para ser reinyectada a un pozo sumidero (Agencia Nacional de Hidrocarburos [ANH], 2017).

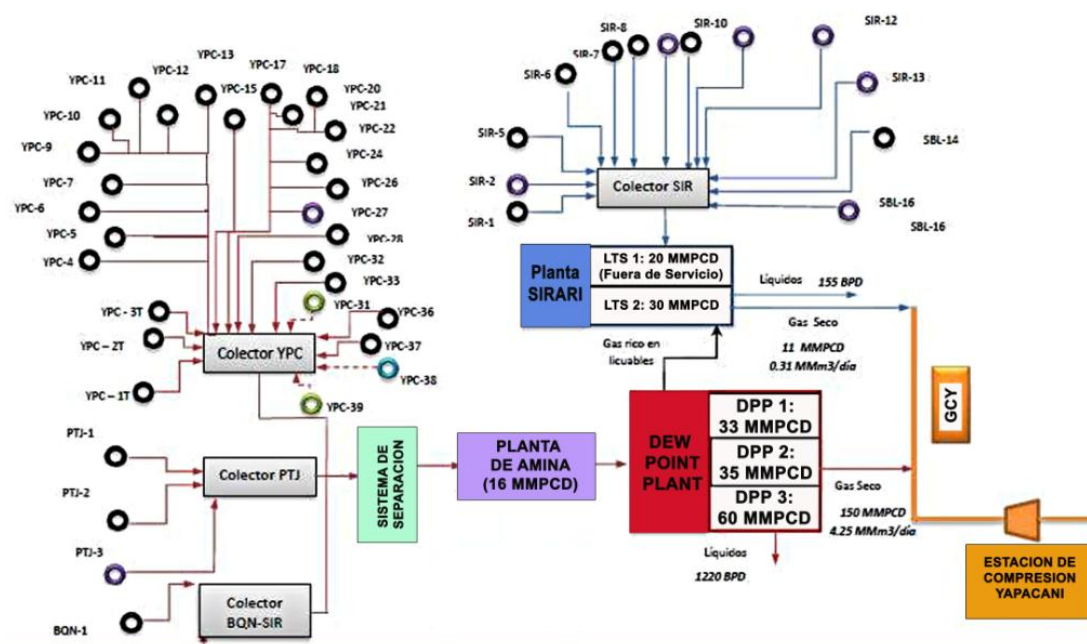
El gas amargo separado se envía a la planta de Aminas para su endulzamiento, posteriormente el gas dulce más el gas endulzado proveniente de la planta de amina pasan a los módulos de ajuste de punto de rocío (Dew Point Plant, por sus siglas en inglés):

- DPP 1: Capacidad de procesamiento - 33 MMPCD
- DPP2: Capacidad de procesamiento - 35 MMPCD
- DPP3: Capacidad de procesamiento - 60 MMPCD

El condensado separado es enviado a las plantas DDP 1 y 2 para su estabilización (Ajuste del punto de rocío), la gasolina es recuperada de la corriente de gas natural por un proceso de refrigeración con propano. Seguidamente el condensado y la gasolina

estabilizada son almacenados en los tanques de almacenaje con los que cuenta la planta, tres de 1500 Bbls, uno de 500 Bbls y otro de 250 Bbls de capacidad, para finalmente ser bombeados a través del oleoducto OCY. El gas procesado es enviado a los compresores (AJAX-1, AJAX-2 y AJAX-3), una parte es enviado a un sistema de filtros y scrubbers para ser usado como gas combustible en los sistemas de la planta (generadores, compresores de gas natural de 221 MPCD), el resto es comprimido a 1150 psi y entregado al gasoducto GCY (ANH, 2017).

Figura 3.4 Esquema de la Planta de Yapacaní.



Fuente: Tomada de *Ficha Técnica de las Plantas Operadas en Bolivia* (p. 3), por Agencia Nacional de Hidrocarburos, 2017.

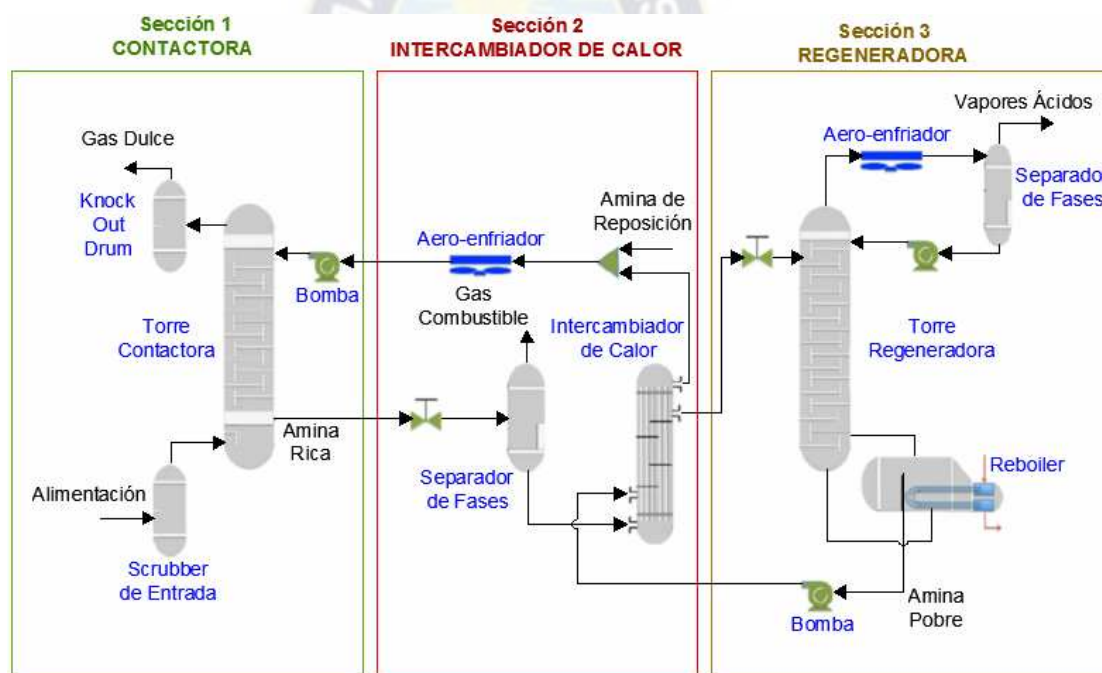
3.2 Proceso de Remoción de CO₂ de la Planta de Yapacaní.

Para tratar el gas natural contaminado de CO₂, la Planta de Yapacaní dispone de la Planta de Endulzamiento con Amina, cuyo diseño, provisión de equipos, montaje y puesta en marcha de la planta es adjudicada a la empresa norteamericana Exterran en julio del 2010 (YPFB Andina S.A., 2011).

La Figura 3.5 muestra el diseño general que realiza la empresa Exterran, que es un esquema típico para el proceso de endulzamiento de gas con aminas, donde se observa los componentes que conforman la planta en tres secciones para facilitar la descripción y análisis, estas secciones son las siguientes:

1. Sección Contactora.
2. Sección Intercambiador de Calor.
3. Sección Regeneradora.

Figura 3.5 Planta de Endulzamiento con Amina - Diseño de Exterran



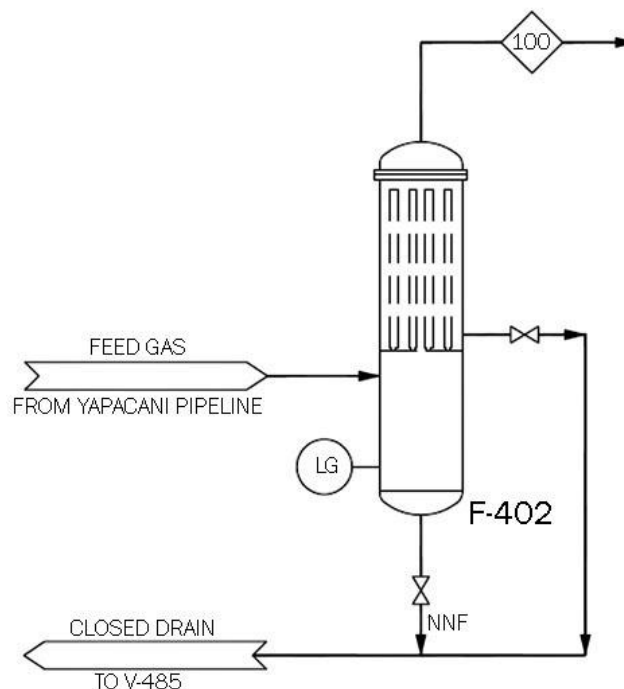
Fuente: Tomada de *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

3.2.1 Sección Contactora.

El gas con alto contenido de CO₂ que proviene principalmente de la formación Sara ingresa como gas de alimentación a la planta de amina, inicialmente pasa por el Filtro coalescente F-402 para separar los contaminantes que llegan con la corriente de gas,

tales como hidrocarburos líquidos, agua libre y partículas sólidas, dando lugar a la corriente 100 por la parte superior y la corriente de drenaje por la parte inferior como se muestra en la Figura 3.6.

Figura 3.6 Gas de Entrada al Filtro F-402

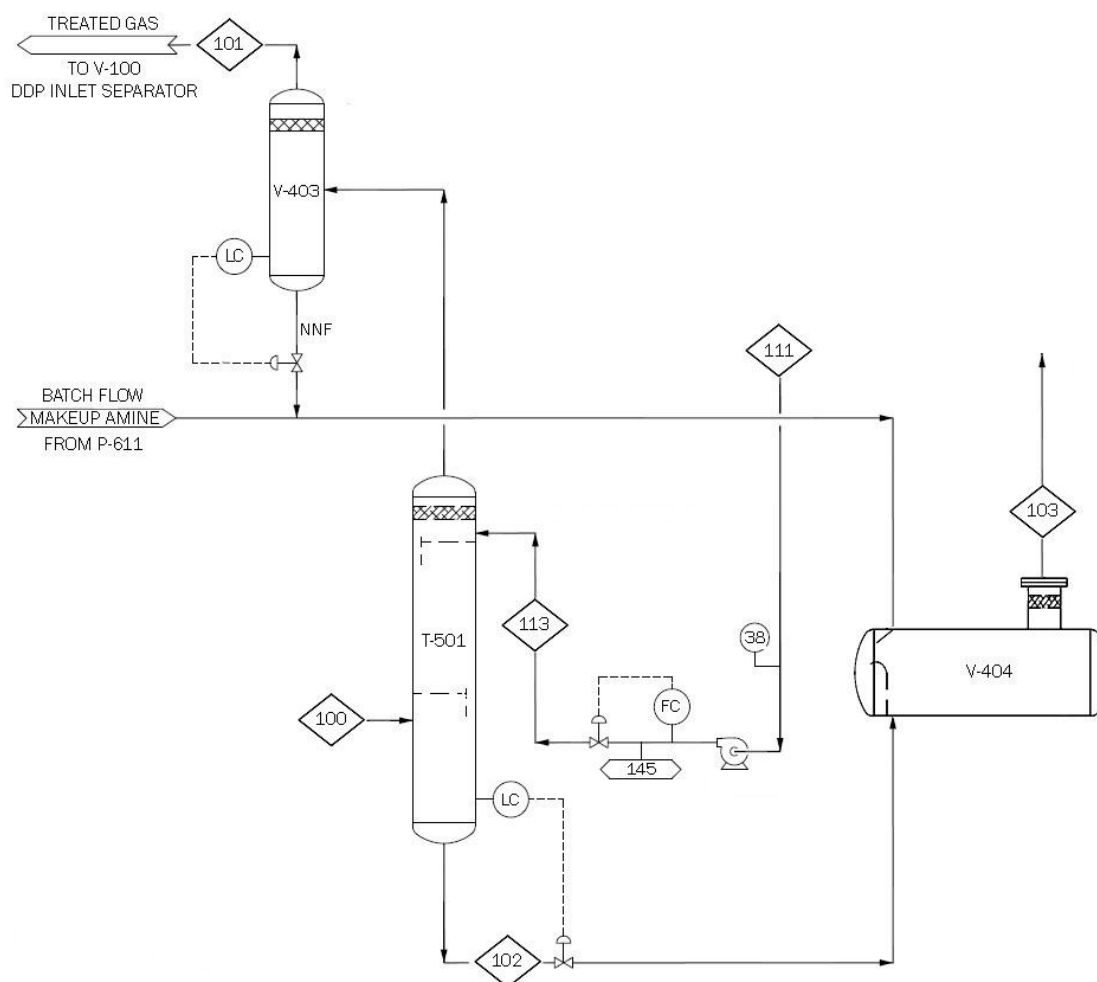


Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

La corriente 100 es el gas natural amargo filtrado que entra por la parte inferior de la Torre Contactora T-501 como se muestra en la Figura 3.7. En la Torre Contactora la corriente 100 fluye hacia arriba y se pone en contacto con la solución líquida de aminas que entran por la parte superior o cabezal de la torre como corriente 113 que fluye hacia abajo de la torre. El contacto entre la corriente 100 y 113 se da en los platos de la torre que trabaja a altas presiones y bajas temperaturas (por encima de la temperatura ambiente), donde los componentes ácidos reaccionan con la solución de amina dando lugar a la corriente de gas natural tratado que sale por el tope de la Torre con poca cantidad de componentes ácidos y por la parte baja de la torre la corriente de Amina Rica o corriente 102 que fluye hasta la sección Regeneradora.

El gas natural tratado o gas dulce con un contenido de CO₂ menor al 2% molar pasa a un Scrubber (V-403) que atrapa algunos gases contaminantes originando la corriente 101 para ser enviado a la unidad de Dew Point y otra corriente que se añade a la recomposición de amina al proceso como se muestra en la Figura 3.7.

Figura 3.7 Torre Contactora T-501 y Scrubber V-403.



Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

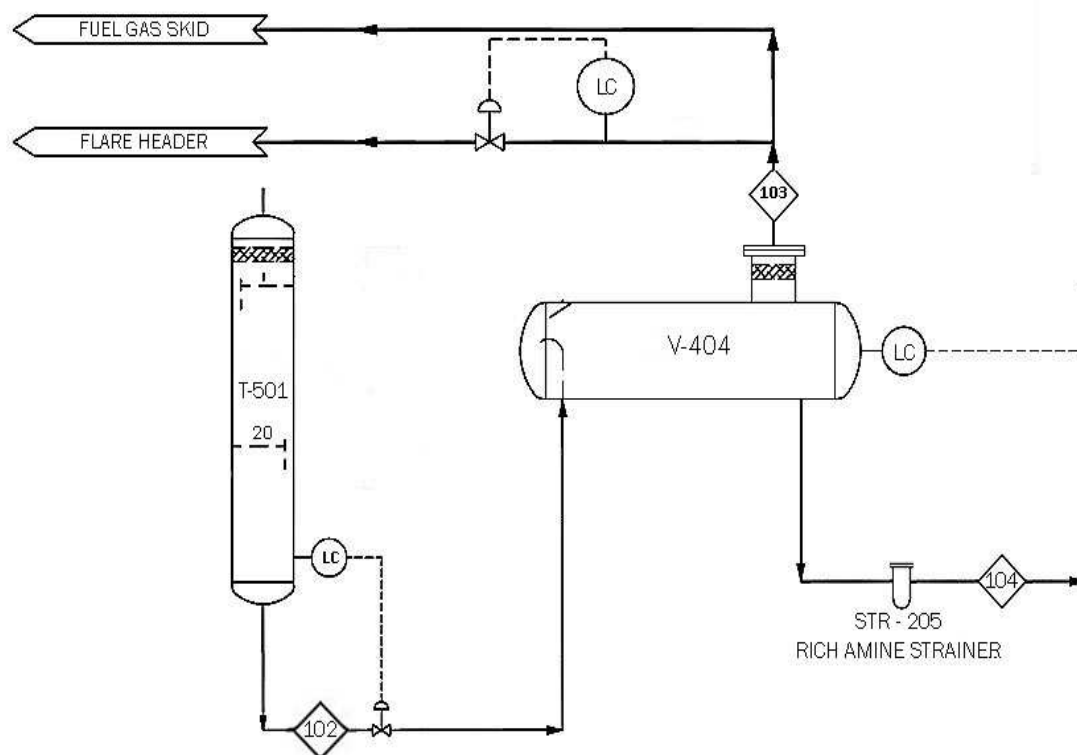
3.2.2 Sección Intercambiador de Calor.

Como se muestra en la Figura 3.8, el flujo de la solución de amina rica que sale del fondo de la torre contactora (corriente 102), es monitoreada por un controlador de nivel que abre y cierra una válvula instalada entre la Torre Contactora y Tanque Flash V-404

para garantizar una altura de líquido constante en el fondo de la Contactora y reducir la presión al ingreso del tanque. El flujo de amina rica pasa al Tanque Flash V-404 que trabaja a baja presión, esta disminución de presión hace que los hidrocarburos disueltos en la amina se vaporicen y arrastren una pequeña cantidad de CO_2 obteniendo la corriente 103 que se dirige al Flare o se utiliza como combustible para otros equipos, de esta manera evitar la formación de espuma en el proceso.

Por el fondo del tanque “flash” sale la amina rica sin hidrocarburos como corriente 104 en fase líquida que antes de llegar al Intercambiador de Calor pasa por un filtro STR-205 para eliminar cualquier impureza remanente como se observa en la Figura 3.8.

Figura 3.8 Tanque Flash de Aminas Rica V-404

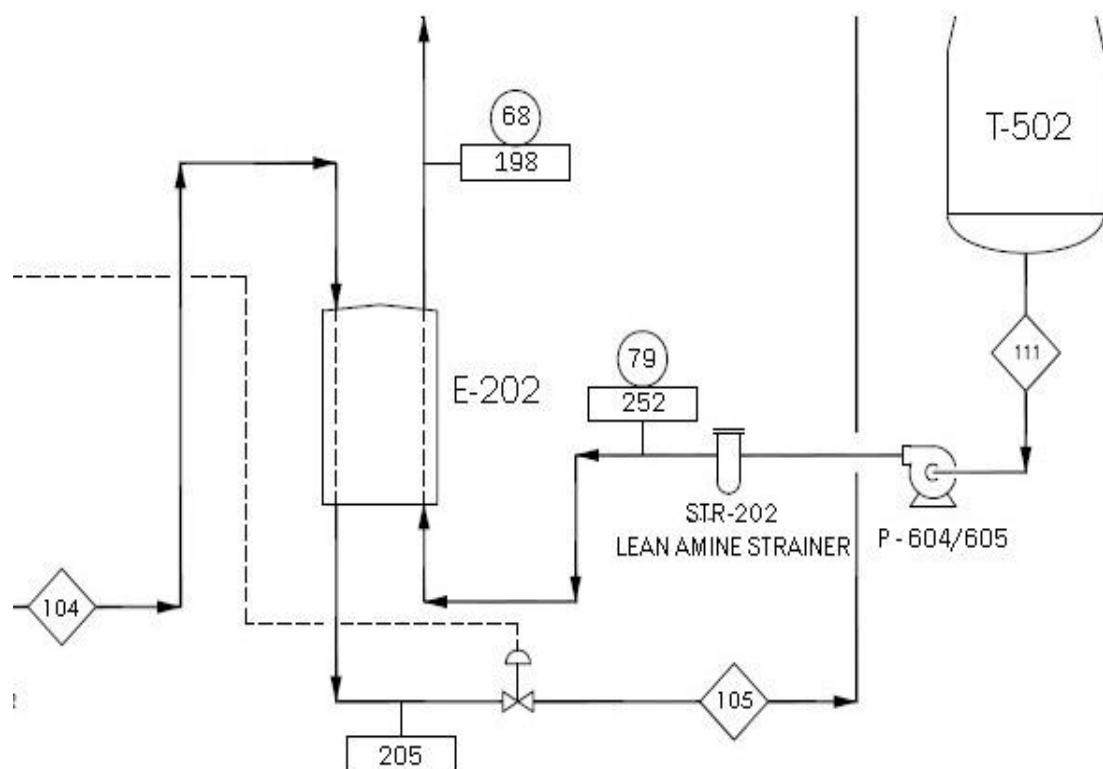


Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

Como se muestra en la Figura 3.9, el intercambiador de calor E-202 es el medio de transferencia de calor entre las corrientes 111 (amina pobre) y la corriente 104 (amina rica). La corriente 104 aprovecha el calor de la corriente 111 para ganar temperatura y

reducir el consumo calórico en el reboiler (rehervidor) de la torre regeneradora. Por otra parte, la corriente 111 reduce su temperatura y en consecuencia menor es el calor que debe retirar el aero-enfriador para que posteriormente la corriente ingrese a la torre contactora.

Figura 3.9 Intercambiador de Calor E-202



Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

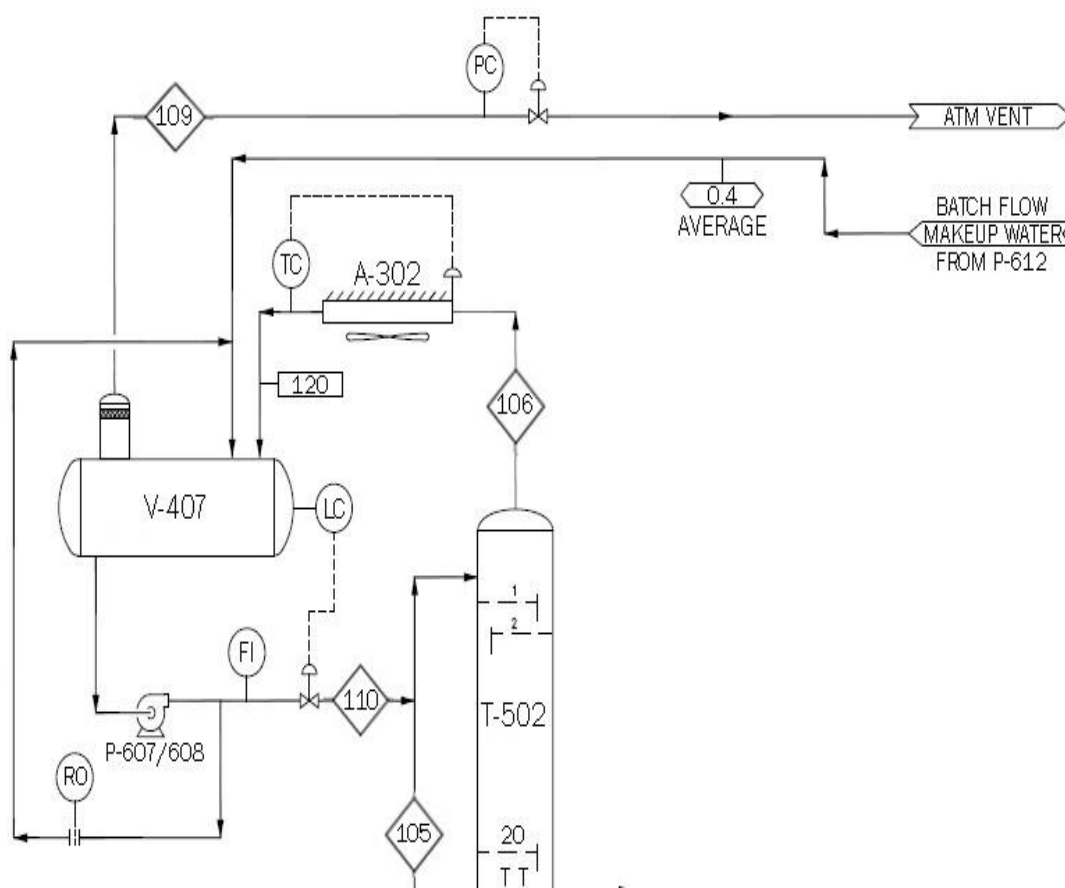
Una vez elevada la temperatura de la corriente 104 a 100 °C como máximo, pasa por una válvula que baja su presión para ingresar como corriente 105 por el tope de la torre regeneradora T-502 como se muestra en la Figura 3.9.

3.2.3 Sección Regeneradora

En esta sección, la torre regeneradora T-502 al igual que la torre contactora T-501 trabaja en contracorriente, con la diferencia que opera a baja presión y alta temperatura, en la torre T-502 se elimina el CO₂ de la corriente 105 y la corriente 110, esta última es

la corriente de vapor que se condensa de la corriente 106 en el aero-enfriador A-302 y se utiliza como reflujo de la torre regeneradora, mientras que el gas removido por el separador de gas-liquido V-407 (corriente 109) es venteado como se ve en la Figura 3.10.

Figura 3.10 Proceso de Reflujo

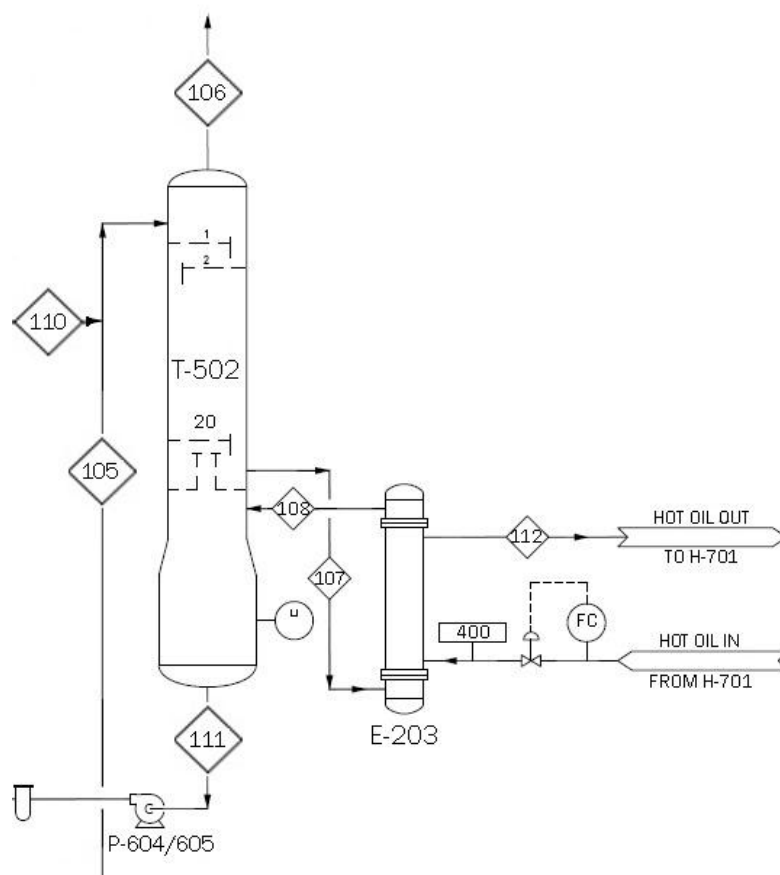


Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

Las corrientes 105 y 110 fluyen hacia el fondo de la torre regeneradora entrando en contacto con una corriente de vapor de agua que se genera en el reboiler E-203, y a medida que aumenta la cantidad de vapor aumenta la cantidad de CO₂ despojado en la corriente de amina rica, dando lugar a la corriente 106 que es una mezcla de vapor de agua y gases ácidos que salen por el tope de la torre. Por otro lado, por el fondo de la

torre sale la corriente 111 que es la solución de amina regenerada, también llamada amina pobre, el proceso se observa en la Figura 3.11.

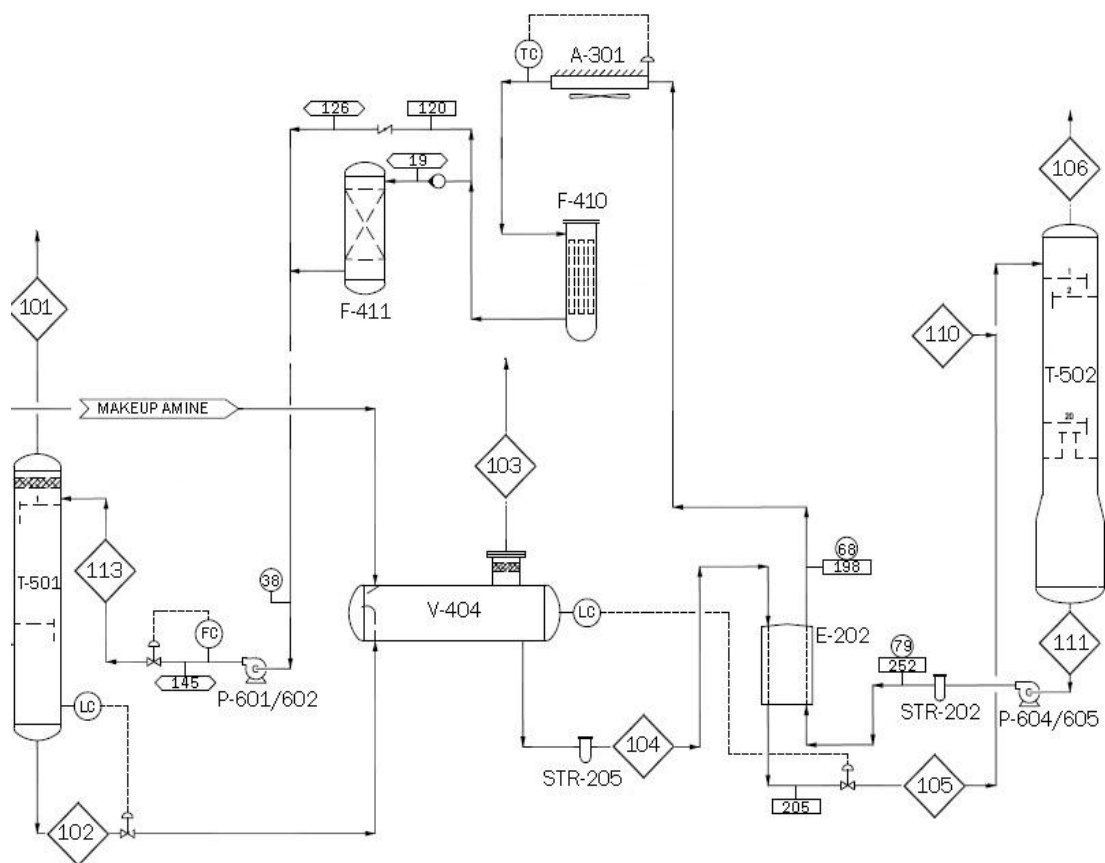
Figura 3.11 Regeneradora de Aminas T-502



Fuente: Tomado de *Process Flow Diagram Amine Unit*, por Exterran Energy Solutions, 2010.

Como se muestra en la Figura 3.12, las bombas P-604 y 605 elevan la presión de la corriente de amina pobre (corriente 111), posteriormente se retienen las impurezas de la corriente con un filtro STR-202, la corriente fluye a través del intercambiador de calor E-202 donde disminuye su temperatura y se reduce aún más en el aero-enfriador A-301 hasta llegar a la temperatura de operación de la torre contactora. La corriente 111 previamente pasa por un filtro F-410 para ingresar como corriente 113 por el tope de la torre contactora y realizar el proceso de endulzamiento nuevamente.

Figura 3.12 Alimentación a la Contactora T-501



Fuente: Adaptado de Process Flow Diagram Amine Unit, por Exterran Energy Solutions, 2010.

CAPÍTULO 4

SIMULACIÓN DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE CO₂ DE LA PLANTA DE YAPACANÍ E INCORPORACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA

Este capítulo presenta la información de los parámetros de diseño y operación consideradas por la empresa Exterran para el montaje del Proceso de Remoción de CO₂ de la planta de Yapacaní, con base a esos datos y conociendo que la empresa Exterran utiliza un modelo de un proceso típico de endulzamiento con amina, como se vio en el capítulo anterior, se simula el proceso como “Planta Base” con el software Aspen Hysys V8.8.

Las alternativas tecnológicas de optimización energética en el proceso de endulzamiento con amina se incorporan a la simulación de la Planta Base, resultando cuatro diferentes configuraciones con uso de energía más eficiente en el Proceso de Remoción de CO₂ de la planta de Yapacaní.

4.1 Criterios base de la Simulación.

Para la simulación de la Planta Base, es necesario conocer las principales características del proceso, como; presión de operación, temperaturas críticas, concentraciones de las sustancias involucradas, límites de los diferentes servicios, eficiencias máximas permisibles, entre otras condiciones que se especifican en el estudio realizado por la empresa Exterran para el montaje del Proceso de Remoción de CO₂ de la planta de Yapacaní.

La simulación de la Planta Base con parámetros de la empresa Exterran permite que la simulación refleje un comportamiento menos alejado de la realidad de la planta, de manera que los resultados de la aplicación de tecnologías de optimización energética en la simulación de la Planta Base son más confiables.

4.1.1 Condiciones Ambientales según la ubicación de la planta.

Las condiciones a las que se somete el diseño realizada por empresa Exterran se presentan en la Tabla 4.1, como parámetros climáticos, relieve de ubicación y otras consideraciones que influyen en el rendimiento de los equipos y son de importancia en la realización de la simulación.

Tabla 4.1 Condiciones Ambientales del Proceso

Propiedad	Especificación	Valor
Presión	-	14,5 Psia
Temperatura Ambiente	Máxima	103°F
	Mínima	68°F
	Promedio	85,5°F
	Diseño Exterran	100°F
Viento	Diseño Exterran	120 km/hr
Precipitaciones	Enero-Abril Promedio	212,5 mm
	Mayo-Agosto Promedio	66,25 mm
	Septiembre-diciembre Promedio	160 mm
Carga Sísmica	Sirsoc 103 Zone 2 según diseño Exterran	
Altitud	600 msnm	

Fuente: Adaptado de *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

4.1.2 Condiciones generales de la simulación.

Las condiciones y márgenes de diseño establecidas en el estudio realizado por la empresa Exterran (Tabla 4.2) se mantienen en la simulación de la planta base y la simulación de las alternativas de optimización energética del proceso.

Tabla 4.2 Condiciones de Simulación – Condiciones Generales

Parámetro	Valor
Caudal de Entrada	16 MMPCD
Caudal de Aminas	145 GPM
Presión de Entrada	1119-1230 Psig
Presión de Entrada de Gas Dulce	1199 Psig
Temperatura Limite de Aminas	350°F
Eficiencia de Compresores	65-75 %

Fuente: Adaptado de *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

4.1.3 Composición del gas de alimentación.

La planta de endulzamiento con amina de Yapacaní recibe un gas amargo de entrada con la composición que se muestra en la Tabla 4.3 según diseño de la empresa Exterran, valores que son adoptados para la composición de la corriente de alimentación en las simulaciones.

Tabla 4.3 Composición del gas de alimentación de la planta de aminas

Componente	Formula	%Molar	Flujo Molar [lbmol/hr]
Nitrógeno	N ₂	4,04	71,00
Dióxido de Carbono	CO ₂	7,90	139,00
Metano	CH ₄	85,59	1505,00
Etano	C ₂ H ₆	1,06	18,70
Propano	C ₃ H ₈	0,54	9,50
i-butano	C ₄ H ₁₀	0,09	1,51
n-butano	C ₄ H ₁₀	0,24	4,15
i-pentano	C ₅ H ₁₂	0,07	1,25
n-pentano	C ₅ H ₁₂	0,11	2,00
n-hexano	C ₆ H ₁₄	0,11	1,93
n-heptano	C ₇ H ₁₆	0,14	2,53
Agua	H ₂ O	0,11	1,89
Total		100,00	1758,46

Fuente: Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní, por Exterran Energy Solutions, 2011.

De la Tabla 4.3, se resalta el alto contenido de dióxido de carbono (CO₂) que es característico de los pozos productores de la formación Sara del Área Norte.

4.1.4 Composición del gas dulce.

El gas dulce que se obtiene con el proceso de endulzamiento con aminas en la planta de Yapacaní, tiene la composición que se muestra en la Tabla 4.4 conforme al diseño de la empresa Exterran.

En la simulación de la planta base y en consecuencia en las simulaciones con las propuestas de optimización energética, se cuida de no superar el contenido de CO₂ del 0.59% molar (Tabla 4.4) de las corrientes de gas dulce simuladas.

Tabla 4.4 Unidad de Aminas - Gas Dulce

Componente	Casos de Diseño	
	%Molar	%Peso
Nitrógeno	4,370	6,980
Dióxido de Carbono	0,590	1,490
Metano	92,290	84,450
Etano	1,140	1,960
Propano	0,580	1,470
i-butano	0,090	0,310
n-butano	0,250	0,840
i-pentano	0,080	0,320
n-pentano	0,120	0,510
n-hexano	0,120	0,580
n-heptano	0,160	0,890
Agua	0,210	0,200
Total	100,00	100,00

Fuente: Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní, por Exterran Energy Solutions, 2011.

Como se menciona en el apartado 3.1.2., el gas endulzado en la planta de amina se mezcla con el gas natural de otros pozos que producen gas dulce para dar un gas con un

menor contenido de CO₂ que sirve de alimentación a la unidad de Dew Point con la composición que se muestra en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5 Gas dulce de alimentación a la planta de Dew Point

Componente	Casos de Diseño	
	%Molar	%Peso
Nitrógeno	2,310	3,690
Dióxido de Carbono	0,405	1,010
Metano	92,890	84,650
Etano	2,250	3,850
Propano	0,950	2,390
i-butano	0,160	0,530
n-butano	0,330	1,090
i-pentano	0,120	0,490
n-pentano	0,120	0,490
n-hexano	0,140	0,670
n-heptano	0,170	0,980
Agua	0,150	0,150
Total	100,00	100.00

Fuente: Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Ypacaní, por Exterran Energy Solutions, 2011.

4.1.5 Selección de Amina.

El estudio que realiza la empresa Exterran para el diseño de la planta, establece los valores óptimos de la solución de amina. Las especificaciones consideradas para las simulaciones se resumen en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6 Condiciones de Diseño - Selección de Aminas

Especificación		Valores Normales de Operación	Valores Tomadas para las Simulaciones
Concentración de Aminas	DEA	20-25 wt%	15,71 wt%
	MDEA	35-45 wt%	38,33 wt%
Temperatura de Degradación	MDEA, DEA	350°F	350°F
Capacidad de Absorción	DEA	0,35 - 0,8 Moles de Ga Acido/Moles de Amina	
	MDEA	0,40 - 0,55 Moles de Ga Acido/Moles de Amina	

Fuente: Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Ypacaní, por Exterran Energy Solutions, 2011.

Como se observa en la Tabla 4.6, la concentración de DEA no está entre los valores normales de operación, debido a que, la amina utilizada en el proceso de remoción de Yapacaní utiliza una combinación de aminas (DEA y MDEA), por lo cual, los valores pueden variar a los reales.

4.1.6 Condición de operación de los equipos

Los equipos involucrados en la simulación de la planta base y las tecnologías planteadas operan a las condiciones mostradas en la Tabla 4.7. Por otro lado, se asumen los valores que se muestran en la tabla para las caídas de presión en los equipos.

Tabla 4.7 Parámetros de operación de los equipos

Equipo	Parámetro	Valores de Referencia de Exterran	Valores Asumidos para la Simulación
Aero-Enfriadores	Temperatura Ambiente	100°F	105°F
	Presión	14,5 Psia	14,7 Psia
Equipos	Temperatura Ambiente	100°F	105°F

Fuente: Adaptado de *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

Tabla 4.8 Caídas de Presión para los Equipos

Equipos	Valores de Referencia de Exterran	Valores Asumidos para la Simulación
Pretratamiento del Gas de Alimentación	> 2 Psia	1 Psia
Contactora	0,1 - 0,2 Psia/Plato	0,105 Psi/Plato
Intercambiador de Calor	5 - 10 Psia	10 Psia
Regeneradora	0,05 - 0,35 Psia/Plato	0,35 Psia/Plato
Aero Enfriadores	0.5 - 10 Psia	Max. 5 Psia

Fuente: Adaptado de *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

Como se observa en las Tablas 4.7 y 4.8, se presentan valores que sirven de referencia para estudios de mejoramiento de la planta, por otro lado, se recomienda los valores asumidos para la simulación, los cuales, pueden variar en las simulaciones.

En la Tabla 4.9 se muestra los parámetros de diseño y operación de la torre contactora (T-501) y la torre regeneradora (T-502), evaluadas y establecidas por la empresa Exterran. En las simulaciones cobra importancia los parámetros de diseño cuidando de no sobrepasar los mismos, debido a ser valores máximos a los que puede operar los equipos en el proceso de aminas.

Tabla 4.9 Parámetros de Diseño y Operación de las Torres

Parámetro	T-501 R3	T-502 R1
	Valor	Valor
Presión de Diseño	1300 Psig	FV/50
Temperatura de Diseño	250°F	300°F
Presión de Operación	700 Psig	12 Psig
Temperatura de Operación	120°F - 174°F	200°F - 254°F
Numero de Platos	20	20

Fuente: *Contrato de Servicio de Instalación Montaje y puesta en marcha de la planta Dewpoint y la planta de aminas para la ampliación de la planta de tratamiento de gas Yapacaní*, por Exterran Energy Solutions, 2011.

4.2 Simulador y modelo Termodinámico.

La simulación del proceso de endulzamiento con amina y las propuestas de optimización energética (Tabla 4.10) se realizan con el simulador Aspen Hysys versión 8.8 desarrollado por AspenTech.

Tabla 4.10 Simulación de Procesos

Simulación	Descripción
Planta Base	Proceso de Remoción de CO ₂ de la Planta de Yapacaní
Tecnología 1	Planta Base + Incorporación de Vapor Re-comprimido
Tecnología 2	Planta Base + Incorporación de Vapor Re-comprimido y Corrientes Separadas
Tecnología 3	Planta Base + Procedimiento Mejorado de Flujo Dividido
Tecnología 4	Planta Base + Intercambio de Calor interno

Fuente: Elaboración propia.

Para las simulaciones de los procesos se utiliza el paquete de aminas “DBR Amina Package” que ofrece el simulador, contiene los modelos termodinámicos desarrollados por D.B. Robinson & Asociados con una base de datos de propiedades físicas y químicas de gases ácidos (CO₂, H₂S, COS, CS₂), hidrocarburos (CH₄ – CH₁₆), olefinas

(C₂, C₃), mercaptanos (m-mercaptano, e-mercaptano), no hidrocarburos (H₂, N₂, O₂, H₂O), considera los efectos calóricos en el tratamiento de aminas y utiliza correlaciones a partir valores de solubilidad usando la ecuación de Gibbs-Helmholtz (Aspen Hysys).

4.3 Simbología de Equipos en las Simulaciones.

En la Tabla 4.11, se muestra la simbología que se emplea en la simulación de la Planta Base y las Tecnologías de optimización energética.

Tabla 4.11 Simbología de Equipos

Equipo	Codificación
Torre Contactora	T
Torre Regeneradora	R
Válvulas	VLV
Separadores	V
Bombas	P
Aero Enfriadores	AC
Intercambiadores de Calor	E
Cajas Frías	LNG
Compresores	K
Tee	TEE

Fuente: Elaboración propia.

La codificación de equipos, corrientes de flujo masico y energético que se utiliza en las simulaciones se detalla en la Tabla 4.12 correspondiente a cada tecnología.

Tabla 4.12 Codificación según Tecnología

Planta Base	Tecnología 1	Tecnología 2	Tecnología 3	Tecnología 4
100	200	300	400	500

Fuente: Elaboración propia.

4.4 Simulación de la Planta Base.

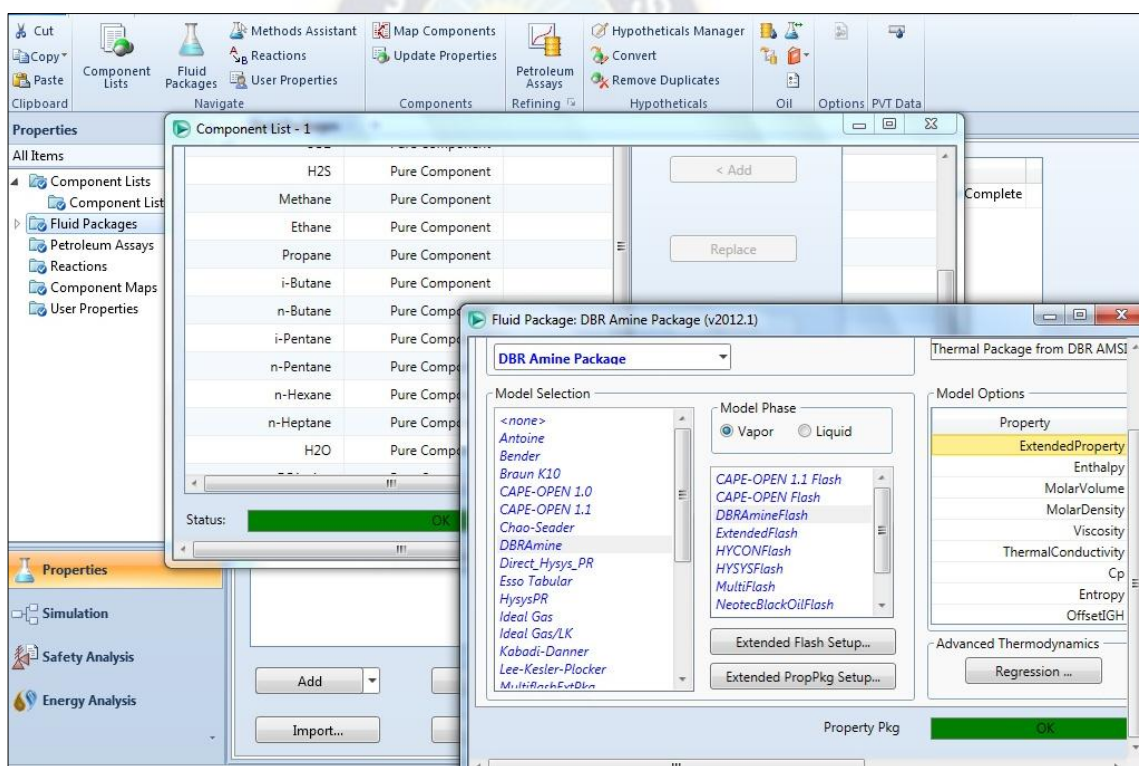
La simulación de la Planta Base se refiere a la simulación del Proceso de Remoción de CO₂ de la Planta Yapacaní utilizando el simulador Aspen Hysys V8.8 con las condiciones establecidas en los apartados anteriores y el Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) estándar para una planta de endulzamiento con amina.

4.4.1 Sección Contactora – Planta Base.

El equipo de importancia en esta sección es la Torre Contactora, que involucra las corrientes de gas amargo (Alimentación), Amina Pobre, Amina Rica y Gas Dulce.

Al ejecutar el simulador y crear un caso nuevo, inicialmente se eligen todos los compuestos que se involucran en el proceso para luego elegir el paquete termodinámico como se observa en la Figura 4.1.

Figura 4.1 Selección de Compuestos y Paquete Termodinámico



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

Una vez elegido el paquete termodinámico, se crea una corriente de Alimentación con la paleta de edición del simulador e ingresa los datos de la cromatografía de la Tabla 4.3 para luego ingresar las condiciones iniciales de la corriente, presión, temperatura y flujo molar como se muestra en la Figura 4.2.

El gas natural amargo ingresa como corriente de Alimentación al separador V-100 a una presión de 1214 psia y 86.2 °F, donde el gas amargo libre de líquidos sale como corriente 100 por la parte superior y la corriente de drenaje por la parte inferior como corriente 100A como se muestra en la Figura 4.3.

Figura 4.2 Selección de Compuestos y Paquete Termodinámico

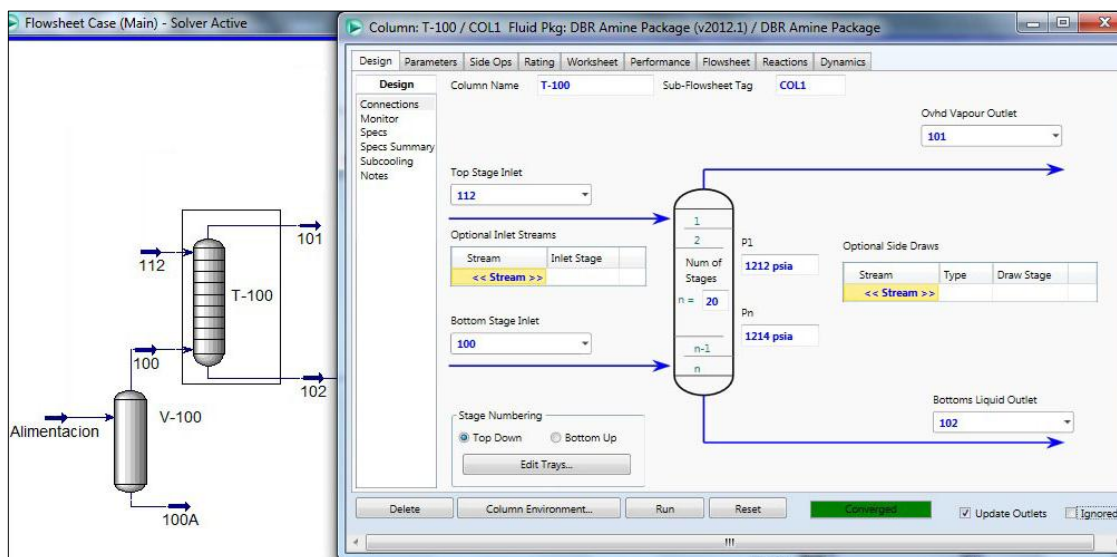
The screenshot displays the Aspen Hysys interface with two 'Material Stream: Alimentacion' dialog boxes open. The left dialog shows the 'Worksheet' tab with a list of compounds and their mole fractions. The right dialog shows the 'Worksheet' tab with the 'Fluid Package' set to 'DBR Amine Package (v'.

Compound	Mole Fraction
Nitrogen	0.0404
CO2	0.0790
H2S	0.0000
Methane	0.8559
Ethane	0.0106
Propane	0.0054
i-Butane	0.0009
n-Butane	0.0024
i-Pentane	0.0007
n-Pentane	0.0011
n-Hexane	0.0011
n-Heptane	0.0014
H2O	0.0011
DEAmine	0.0000
MDEAmine	0.0000
Total	

Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

En la Figura 4.3, se muestra las condiciones de la torre contactora T-100 configurado con 20 platos, por la parte inferior de la torre ingresa la corriente 100 y por la parte superior ingresa la solución de amina pobre (corriente 112) a 1212 psia y 122.2 °F. En contracorriente, la corriente 112 despoja el contenido de gases ácidos de la corriente 100, dando lugar por el tope de la torre contactora el gas dulce (corriente 101) con bajo porcentaje de dióxido de carbono y por el fondo la corriente de amina rica o corriente 102.

Figura 4.3 Torre Contactora – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

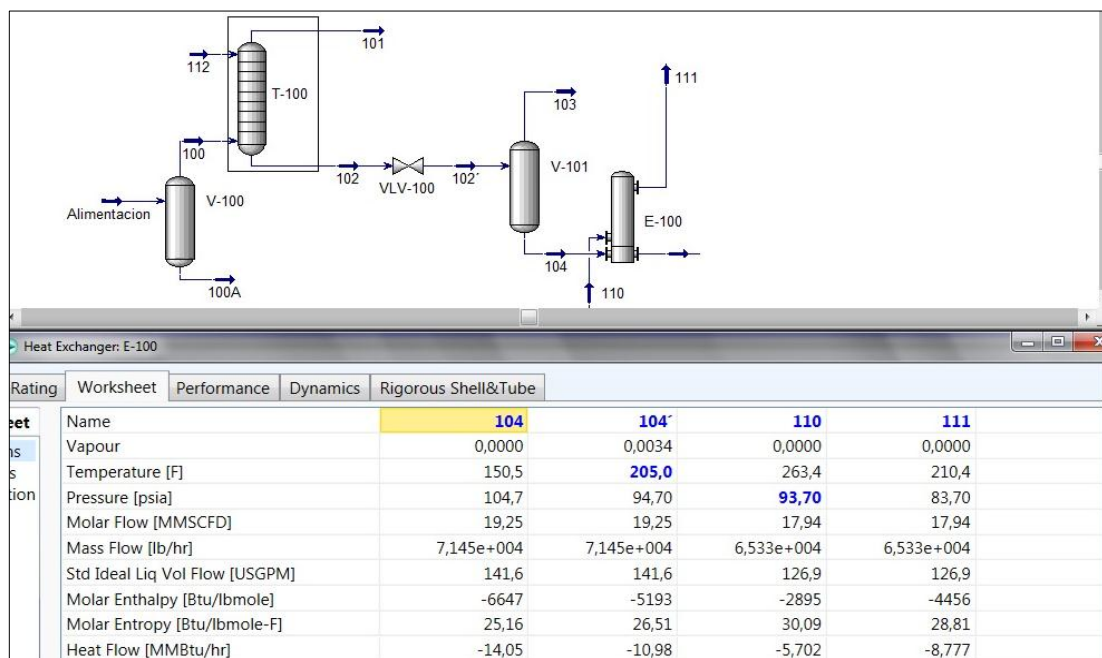
4.4.2 Sección Intercambiador de Calor – Planta Base.

La corriente de amina rica o corriente 102, reduce su presión de 1214 a 104.7 psia mediante la válvula VLV-100 para luego pasar por el separador V-101, donde la fase gaseosa (corriente 103) fluye al flare o se utiliza como combustible, la fase líquida libre de hidrocarburos (corriente 104) ingresa al Intercambiador de Calor E-100 a 150.5 °F como se observa en la Figura 4.4.

Conforme al diseño de la empresa Exterran, en la simulación se utiliza un Intercambiador de Calor horizontal de coraza y tubos de tipo E, donde la amina rica fluye por los tubos y la amina pobre por el lado de la coraza. La caída de presión en el equipo es de 10 psia como se indica en el apartado 4.1.6 y se observa en la Figura 4.5.

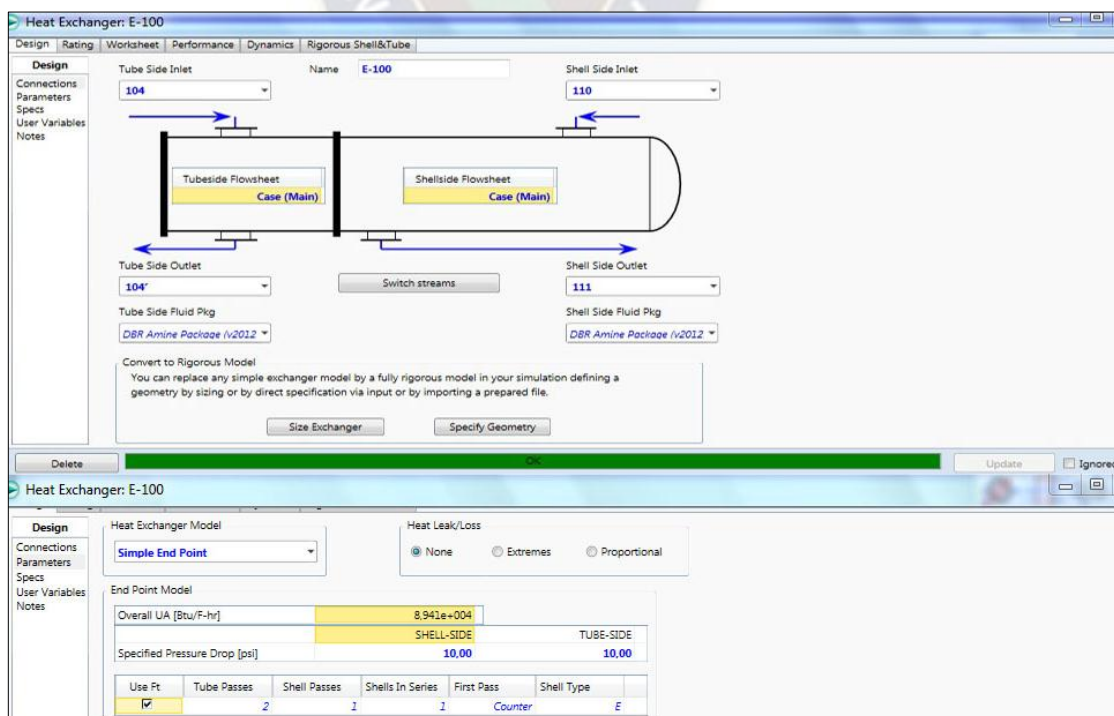
Como se muestra en la Figura 4.4 y 4.5, en el Intercambiador de Calor, la corriente 104 eleva su temperatura a 205 °F y fluye a la sección regeneradora de amina como corriente 104', la corriente 110 reduce su temperatura de 263.4 °F a 210.4 °F y sale como corriente 111 para ser acondicionada e ingresar como amina pobre por el cabezal de la torre contactora.

Figura 4.4 Corrientes de entrada y salida en el Intercambiador de Calor – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

Figura 4.5 Intercambiador de Calor – Simulación Planta Base

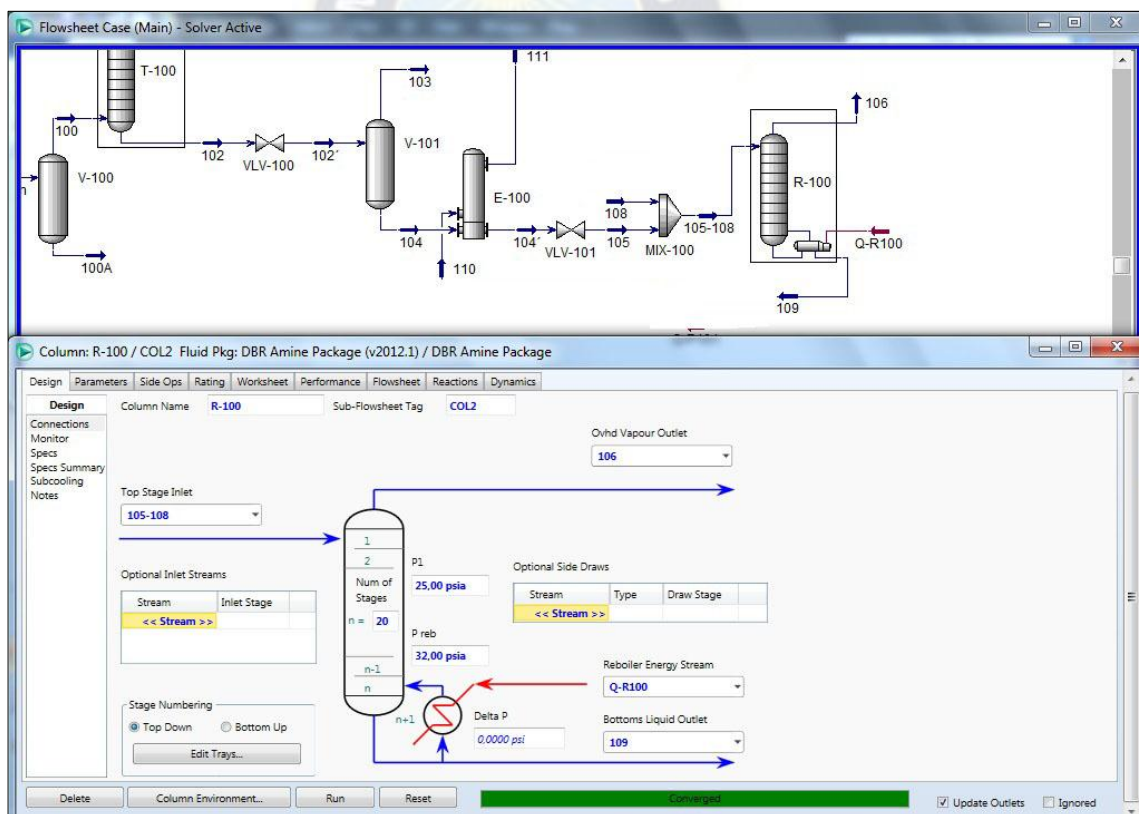


Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

4.4.3 Sección Regeneradora – Planta Base.

En la sección regeneradora, la válvula VLV-101 reduce la presión de la corriente 104' a 41.7 psia dando lugar a la corriente 105, la cual, se combina con la corriente 108 (corriente de reflujo). La corriente 105-108 ingresa a la Torre Regeneradora R-100 a 192.3 °F y 41.7 psia entrando en contacto con la corriente de vapor de agua generada por el reboiler. Por el tope de la torre se obtiene la corriente 106 (mezcla de agua más gases ácidos) y por el fondo la corriente 109 (amina pobre) a 263.1 °F y 32 psia como se muestra en la Figura 4.6.

Figura 4.6 Torre Regeneradora – Simulación Planta Base

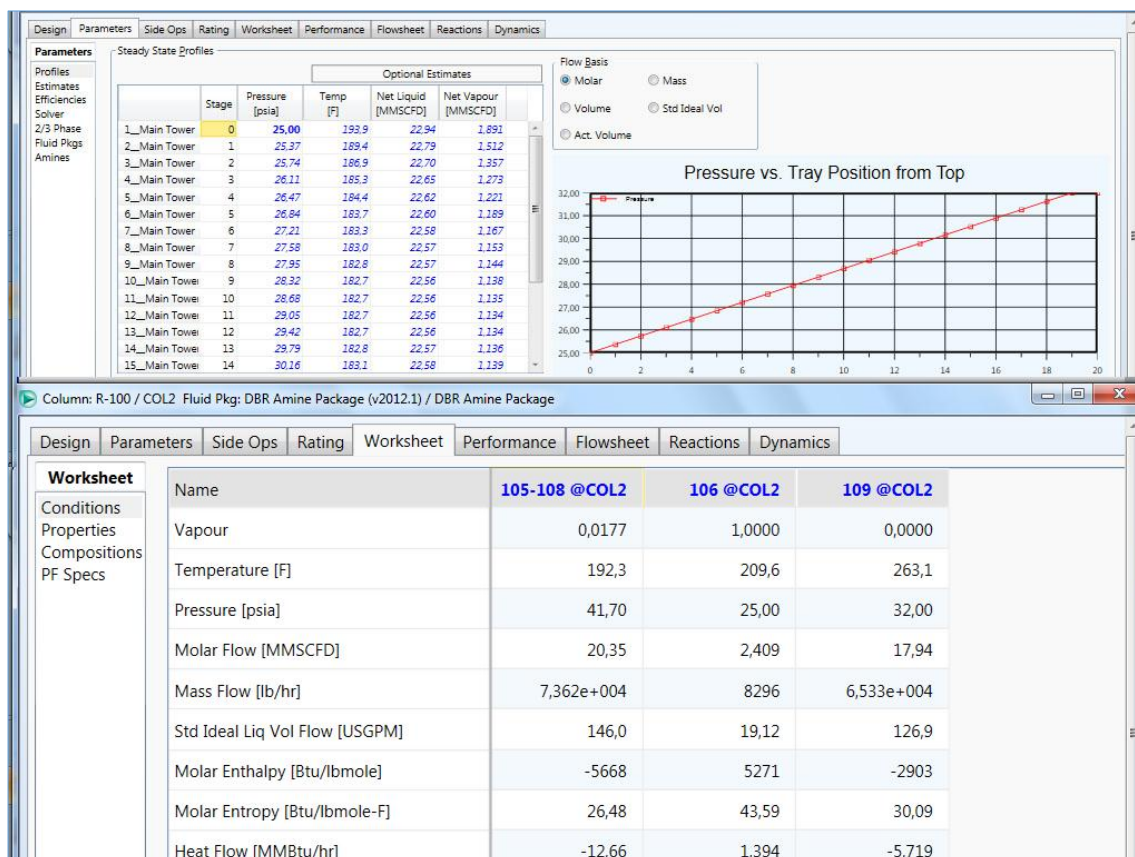


Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

Con la especificación de la caída de presión en cada nivel de platos de la torre regeneradora se obtiene la gráfica de caída de presión de la torre de 20 platos como se ve en la Figura 4.7.

Conforme a los parámetros establecidos en el proceso la simulación determina las condiciones de las corrientes de entrada (corriente 105-108) y salida (corriente 106 y 109) de la torre regeneradora (Figura 4.7).

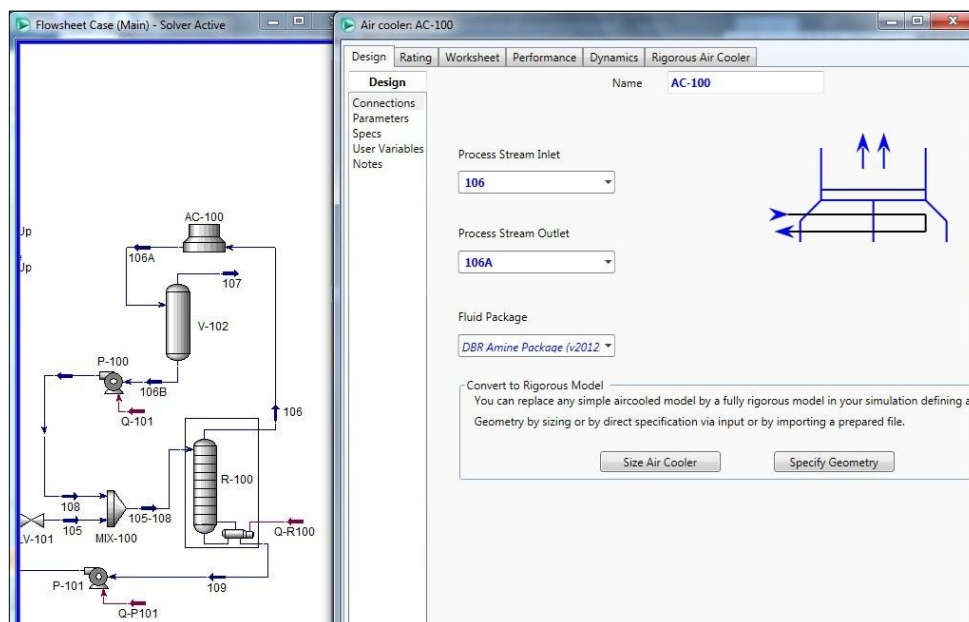
Figura 4.7 Caída de presión y Corrientes de la Torre Regeneradora – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

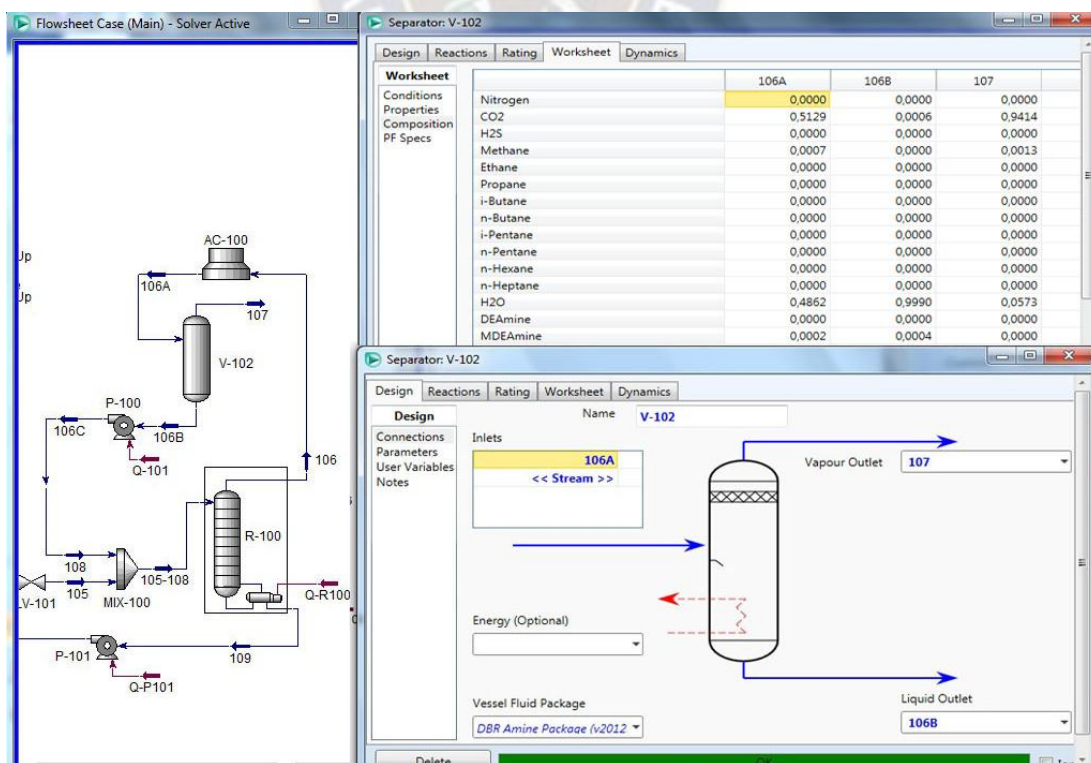
El aero-enfriador AC-100 reduce la temperatura de la corriente 106 de 209.6 °F a 112.8 °F para ingresar al separador V-102 como corriente 106A (Figura 4.8). En el separador, la fase gaseosa con alto contenido ácido (corriente 107) es venteado a la atmósfera y el vapor condensado (corriente 106B) es bombeado a 41.7 psia por la bomba P-100 para ingresar como corriente de reflujo (corriente 108) a la Torre Regeneradora juntamente con la corriente 105. La composición de las corrientes de entrada y salida del separador V-102 se muestran en la Figura 4.9.

Figura 4.8 Aero-enfriador de Reflujo – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

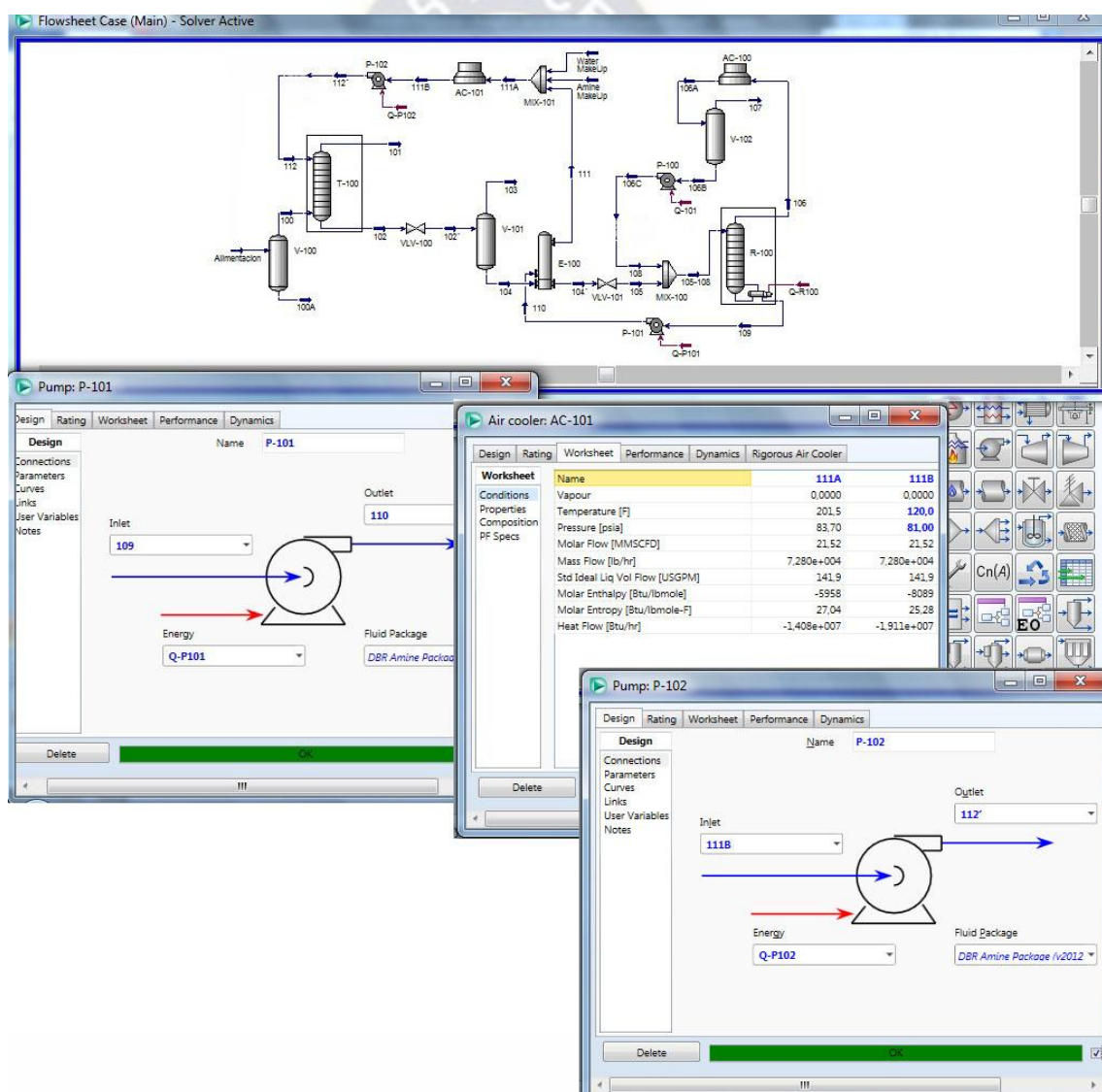
Figura 4.9 Separador de Reflujo – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

La bomba P-101 eleva la presión de la corriente de amina pobre (corriente 109) de 32 a 93.7 psia, la corriente fluye a través del Intercambiador de Calor E-100 donde disminuye su temperatura a 210.4 °F y se reduce aún más en el aero-enfriador AC-101 hasta los 116.9 °F dando lugar a la corriente 111B, la corriente pasa por la bomba P-102 elevando la presión a 1212 psia para ingresar por el tope la torre contactora como corriente 112 y realizar el proceso nuevamente (Figura 4.10).

Figura 4.10 Bombas y Aero-enfriador de amina pobre – Simulación Planta Base

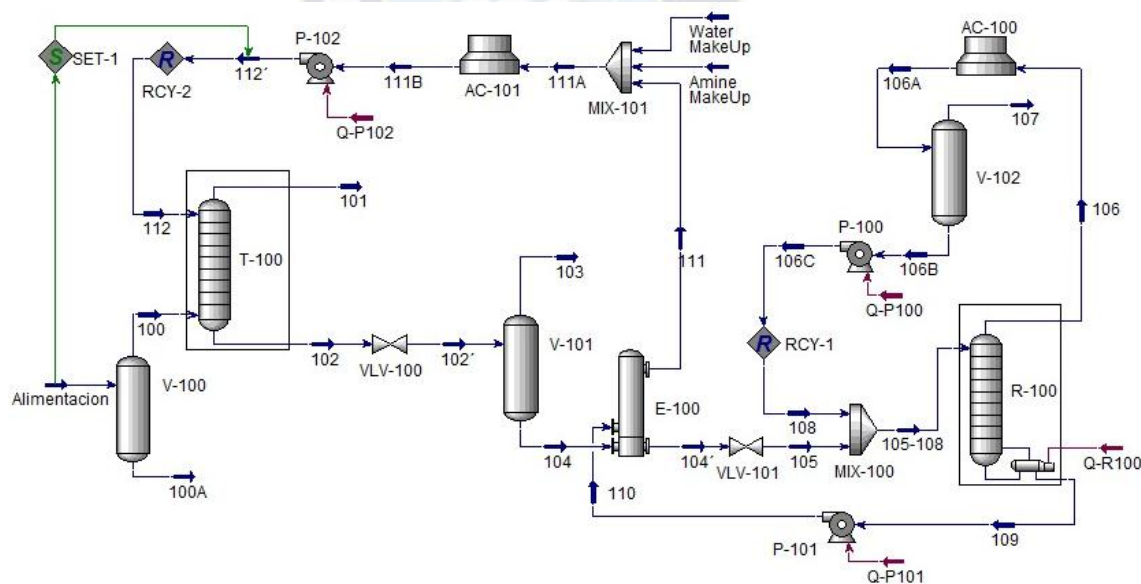


Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

Al trabajar la torre regeneradora a elevada temperatura, la amina pobre sale caliente, por ello no debe ingresar directamente a la torre contactora ya que reduciría la capacidad de retención del CO_2 . El enfriador logra disminuir la temperatura de la amina recirculada hasta aproximadamente 10°C por encima de la temperatura de la corriente de gas a tratar que ingresa a la torre contactora. Esta condición se logra usando la función lógica SET. (Figura 4.11)

El sistema de la unidad de aminas es cerrado, es decir, la amina rica del absorbedor fluye al regenerador y retira el CO_2 de ella, luego, esta amina pobre (sin CO_2) se dirige al absorbedor y comienza el ciclo nuevamente. Para este tipo de sistema es necesario introducir la herramienta reciclo “RCY” y así poder unir las corrientes. (Figura 4.11)

Figura 4.11 Proceso de Remoción de CO_2 de la Planta Yapacaní – Simulación Planta Base



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

4.5 Simulación de Tecnologías de Optimización Energética.

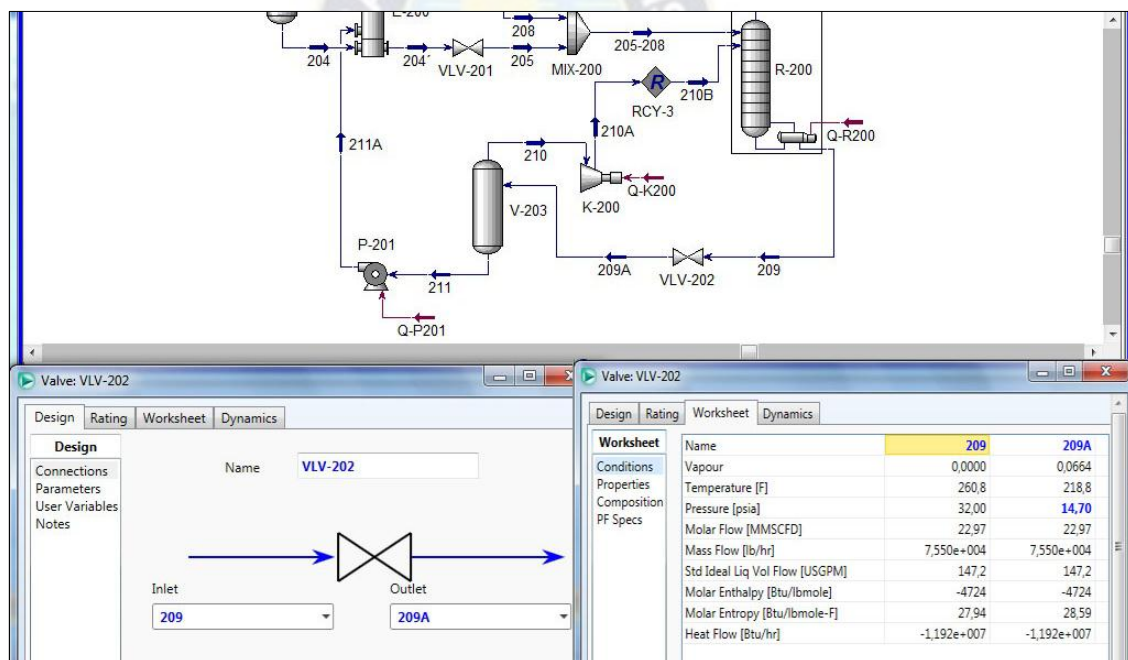
La incorporación de las tecnologías de optimización energética en el Proceso de Remoción de CO_2 de la planta de Yapacaní, tiene sus efectos en distintas secciones del proceso, debido a emplear equipos adicionales. El uso del simulador permite incorporar

las tecnologías en la simulación de la planta base en las condiciones y parámetros establecidos en el apartado 4.1.

4.5.1 Simulación de la Tecnología 1 – Incorporación de Vapor Re-comprimido.

La Incorporación de Vapor Re-comprimido sugiere cambios en la sección regeneradora del proceso de endulzamiento con amina. La corriente de amina pobre (corriente 209) que sale del fondo de la Torre Contactora, pasa por la válvula VLV-202 y reduce su presión de 32 a 14.7 psia antes de entrar al separador V-203 (Figura 4.12).

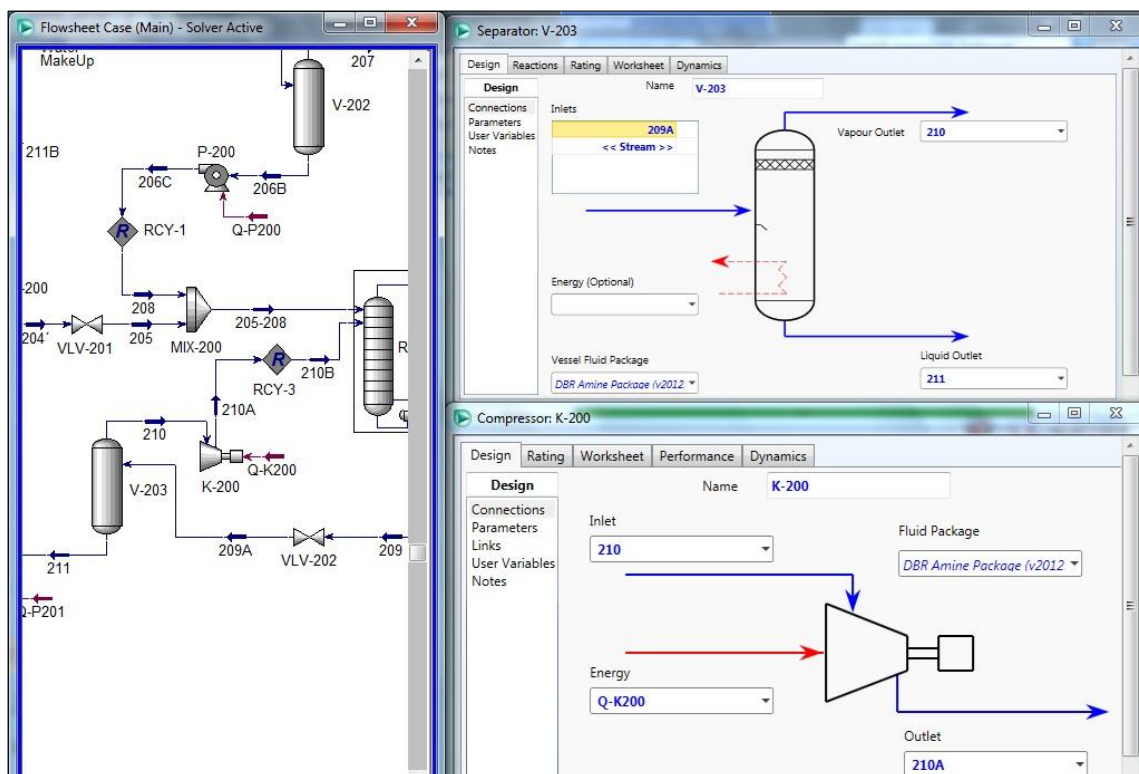
Figura 4.12 Válvula VLV-202 – Simulación Tecnología 1



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

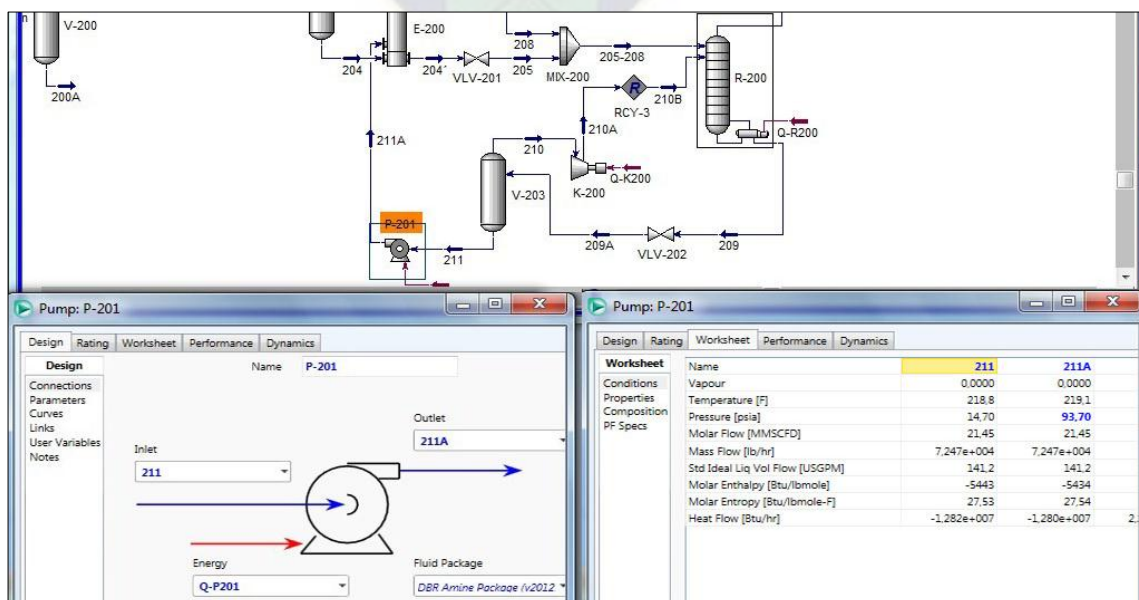
La disminución de presión promueve la formación de vapor de agua que sale del separador como corriente 210, el cual, pasa por el compresor K-200 (Figura 4.13), dando lugar a la corriente 210B a 404.5 °F y 32 psia que ingresa al último plato de la torre regeneradora aportando calor y disminuyendo el gasto energético del reboiler. La corriente 211 en fase líquida sale del separador V-203 a 218.8 °F y 14.7 psia, mediante la bomba P-201 se eleva la presión de la corriente para ingresar al intercambiador de calor a 219.1 °F y 93.7 psia como corriente 211A como se muestra en la Figura 4.14.

Figura 4.13 Separador V-203 y compresor K-200– Simulación Tecnología 1



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

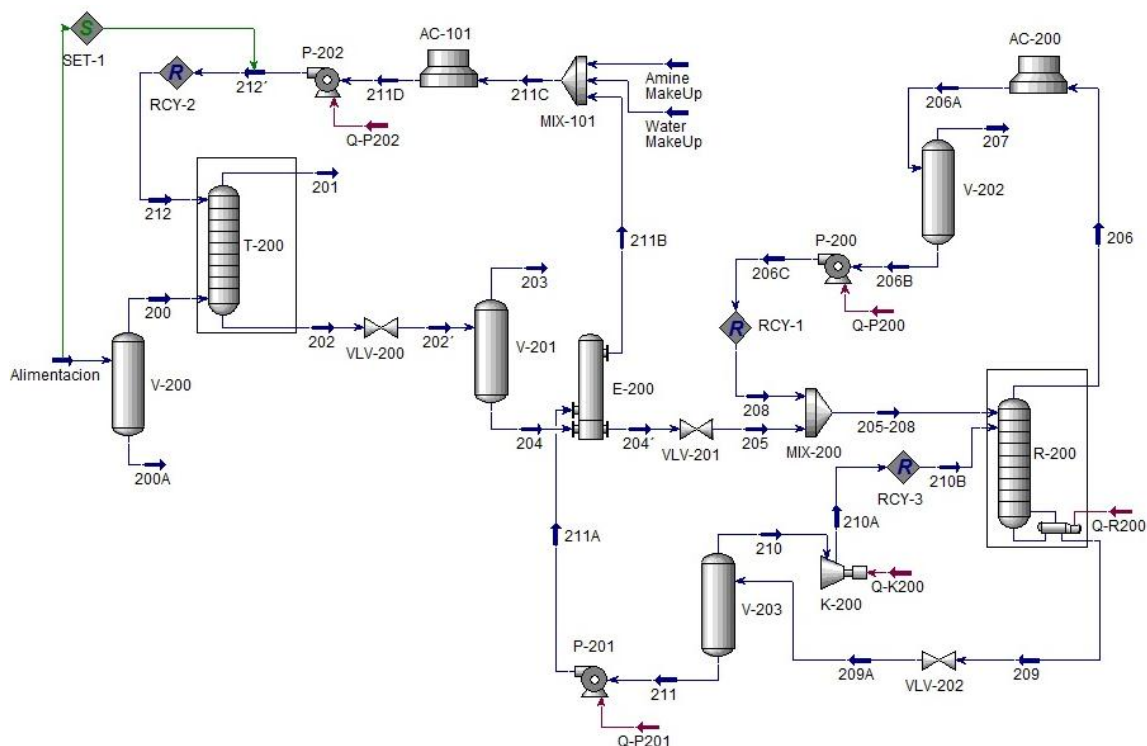
Figura 4.14 Bomba P-201– Simulación Tecnología 1



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

La simulación del proceso, mantiene la configuración de equipos de la simulación de la planta base en la sección contactora e intercambiador de calor como se ve en la Figura 4.15.

Figura 4.15 DFP - Simulación Tecnología 1



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

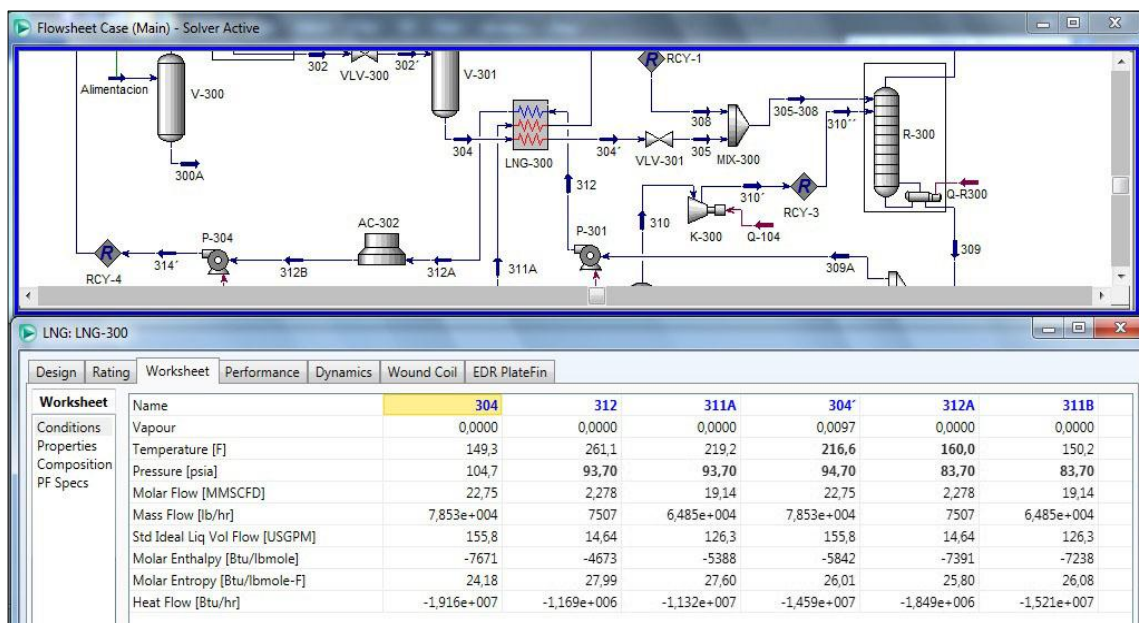
4.5.2 Simulación de la Tecnología 2 – Incorporación de Vapor Re-comprimido y Corrientes Separadas.

El proceso de la Incorporación de Vapor Re-comprimido y Corrientes Separadas reduce el riesgo de la degradación de la amina en la sección regeneradora, el cual, es un problema latente y de cuidado en las Tecnología 1 y 3 a expensas del ahorro energético del proceso.

La corriente de alimentación realiza el mismo proceso que la planta base, pasando por un pre-tratamiento del gas en un separador de fases V-300 antes de la entrada a la contactora T-300, de la torre contactora salen las corrientes 301 y 302, de gas dulce y

amina rica respectivamente, la corriente 302 realiza el recorrido hacia la caja fría LNG-300 por una válvula VLV-300 y un separador de fases V-301. Los datos de salida y entrada de la caja fría se pueden observar en la Figura 4.16.

Figura 4.16 Intercambiador de calor LNG-300 – Simulación Tecnología 2

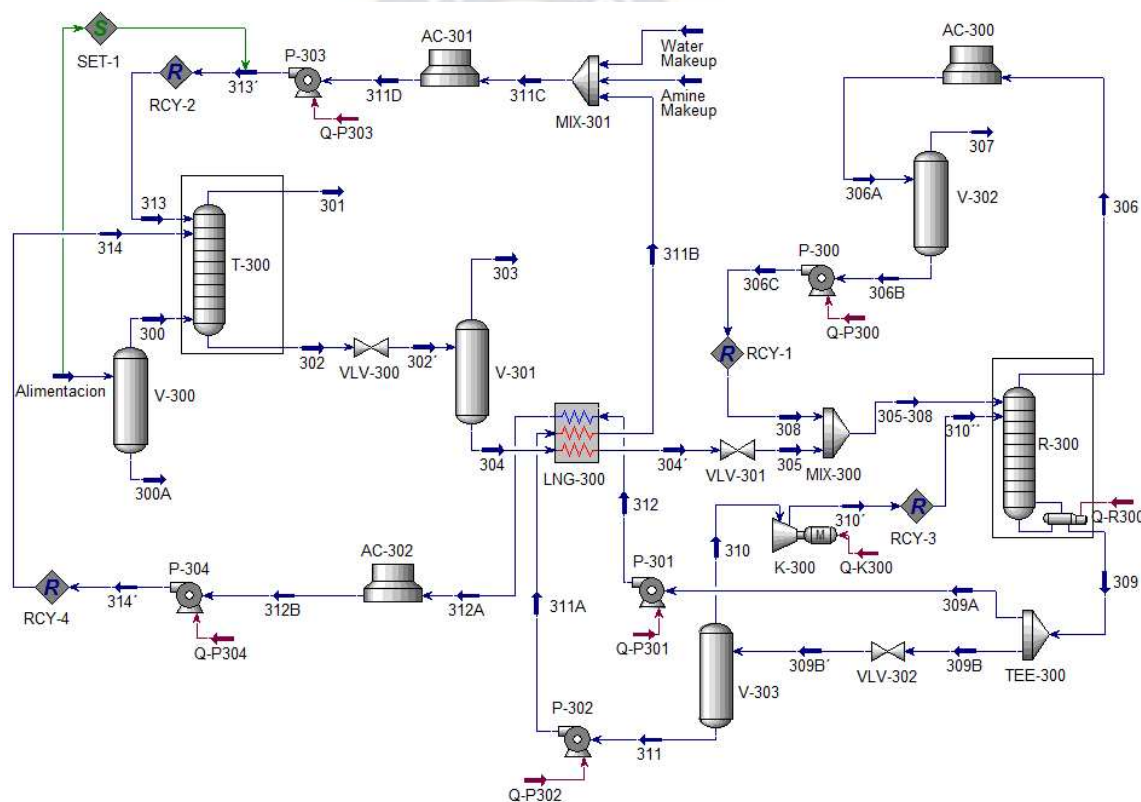


Fuente: Elaboración propia, Simulación en Aspen Hysys V8.8.

Como se muestra en la Figura 4.17, la corriente 304 sale del separador V-301 e ingresa al intercambiador de calor y eleva su temperatura dando lugar a la corriente 304'. La corriente 304' luego es dirigida hacia la regeneradora R-300 juntándose con la corriente de reflujo 308, dando así la corriente de alimentación 305-308 con una presión de 41.7 psia y una temperatura de 203.1° F. Luego del proceso de regeneración, la torre da lugar a las corrientes 306 y la corriente 309, que son la de reflujo y la de amina pobre respectivamente. La corriente 306 realiza su proceso de reflujo con los parámetros de la planta base y la corriente 309 antes de pasar por la válvula VLV-302, se separa con un fraccionamiento de flujo de 0.1 (corriente 309A) y 0.9 (corriente 309B). La corriente 309A pasa por la bomba P-301 para aumentar su presión a 93.7 psia y entrar a la caja fría LNG-300 como corriente 312. La corriente 309B pasa por la válvula VLV-302 donde reduce su presión a 14.7 psia para luego pasar al separador de fases V-303, dando

lugar, a la fase vapor o corriente 310 y la fase líquida o corriente 311. La corriente 310 pasa a través de un compresor K-300 para aumentar la presión entre 14.7 psia a 32 psia, de esta manera, elevar su temperatura entre 218.8°F y 32°F e ingresar por el fondo de la torre regeneradora como 310', aportando el calor ganado por la compresión al proceso. La corriente 311 eleva su presión por medio de la bomba P-302 para ingresar a la caja fría LNG-300 como corrientes 311A.

Figura 4.17 DFP - Simulación Tecnología 2



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

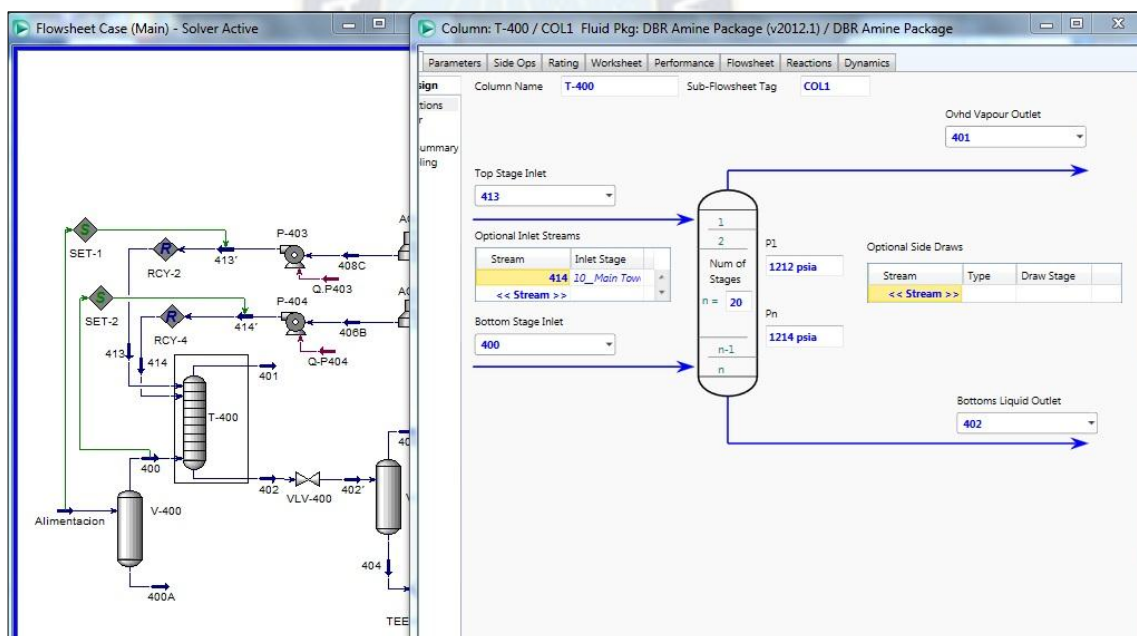
Las corrientes 311B y 312A pasan por los aero-enfriadores AC-301 y AC-302 respectivamente donde se baja la temperatura a 120°F, para luego, pasar por las bombas P-303 y P-304 correspondiente a cada corriente hasta los 1212 psia y así entrar a la torre contactora. Como se observa en la Figura 4.17, la corriente 313 entra al primer plato de la torre contactora T-300, mientras que la corriente 314 al décimo plato.

4.5.3 Tecnología 3 - Procedimiento Mejorado del flujo Dividido

La tecnología incorpora una torre regeneradora adicional de menor tamaño que recibe una porción de amina rica y genera una corriente de amina semi-pobre. La torre contactora procesa el gas amargo con las corrientes de la solución de amina pobre y amina semi-pobre (Reddy, S., 2004).

En la sección contactora como se observa en la Figura 4.18, la corriente de gas amargo (corriente 400) es tratada en la torre contactora por las corrientes 413 (amina pobre) y 414 (amina semi-pobre). El gas dulce sale por el tope de la torre como corriente 401 y la amina rica por el fondo de la torre como corriente 402.

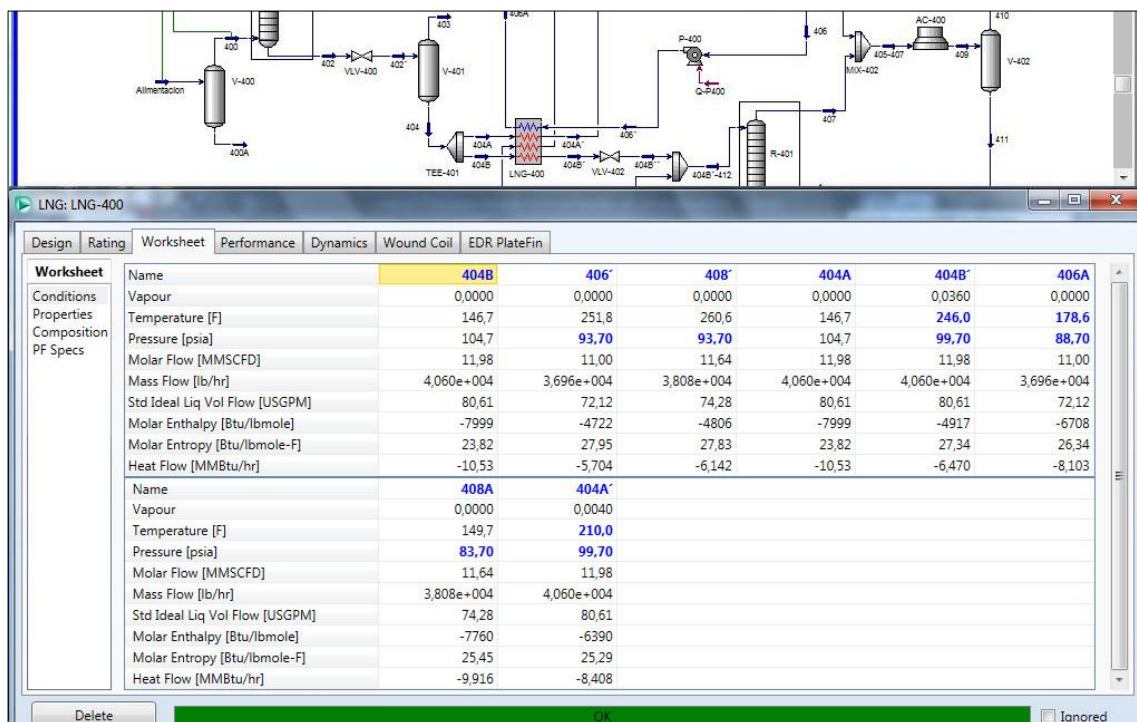
Figura 4.18 Torre Contactora T-400– Simulación Tecnología 3



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

La corriente 402 baja su presión al pasar por la válvula VLV-400 para ingresar al separador V-401, donde, la fase gaseosa sale como corriente 403 y la fase líquida como corriente 404. Mediante una tee (TEE-401) se divide la corriente 404 en dos flujos iguales (corriente 404A y 404B) para intercambiar calor con las corrientes 406' y 408' en el LNG-400 como se observa en la Figura 4.19.

Figura 4.19 Intercambiador de calor LNG-400 – Simulación Tecnología 3



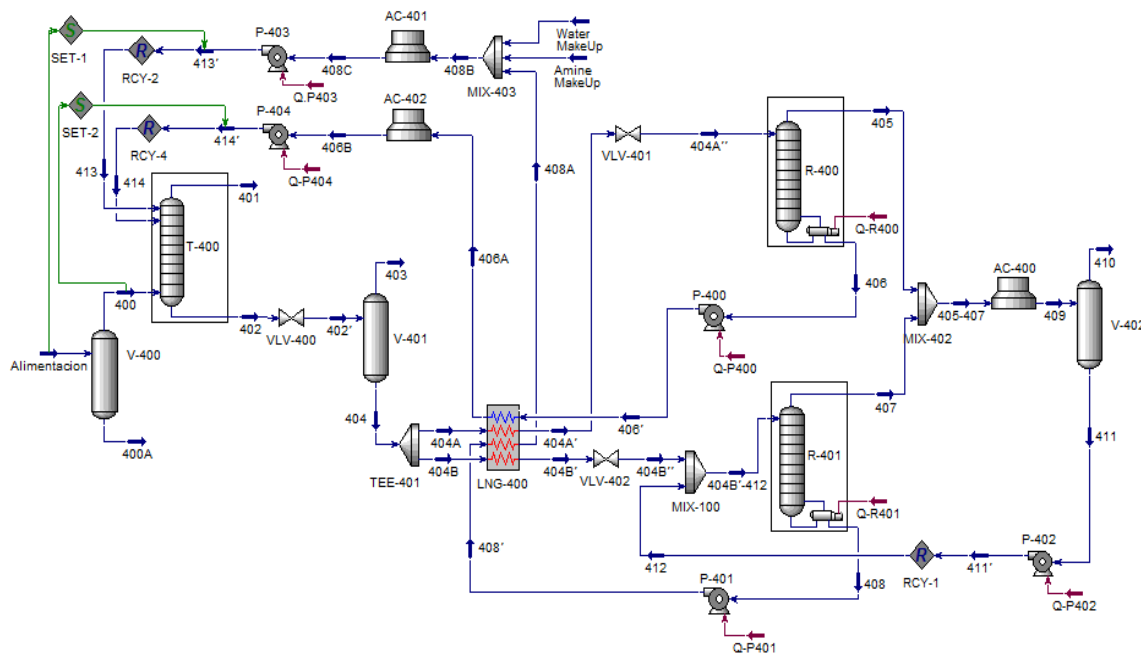
Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

En la sección regeneradora, como se muestra en la Figura 4.20, adicionalmente se introduce una torre regeneradora de menor tamaño (R-400) que recupera el gas ácido de la corriente 404A previamente calentada y disminuida su presión por la VLV-401. Por el fondo de la torre R-400 sale la amina semi-pobre como corriente 406 que pasa por el intercambiador de calor y es acondicionada para ingresar por el cabezal de la torre contactora T-400. Del tope de la torre R-400 sale el gas ácido que se mezcla con el gas ácido de la torre R-401, la mezcla (corriente 405-407) es enfriada en el aero-enfriador AC-400 para ingresar al separador V-402. La fase gaseosa del separador V-402 es venteado como corriente 410, la fase líquida o corriente 411 es bombeada para ingresar a la torre contactora R-401 como corriente 412.

En la torre regeneradora R-401 se recupera el gas ácido de las corrientes 404B y 412 que ingresan por el cabezal de la torre como una sola corriente con el uso del MIX-100, por el tope de la torre se obtiene el gas ácido (corriente 407) que se mezcla con la corriente

405 como se explicó anteriormente, y del fondo de la torre sale la amina pobre como corriente 408 que aporta calor en el intercambiador de calor y es acondicionada para ingresar a la torre contactora T-400 como se observa en la Figura 4.20.

Figura 4.20 DFP - Simulación Tecnología 3



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

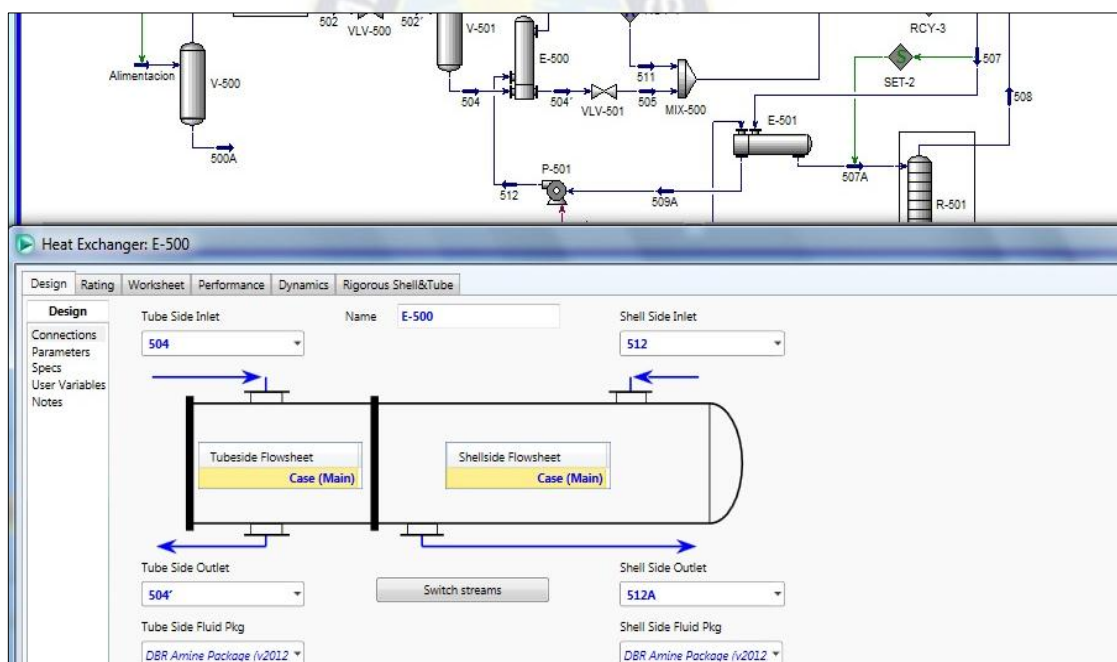
4.5.4 Tecnología 4 - Intercambio de calor interno

La tecnología 4 plantea una configuración de mayor complejidad para reducir el requerimiento energético del proceso. Para simular la tecnología se utiliza dos torres regeneradoras e integra un intercambiador de calor en la sección regeneradora. La sección contactora y la sección de intercambio de calor mantienen similitud con la planta base

El problema en la simulación de la tecnología 4 es que no existe actualmente un equipo que simule la torre regeneradora de la patente, de forma que se utiliza un acercamiento al proceso con la incorporación de una nueva torre contactora y un intercambiador de calor entre las dos torres, donde la presión de cabezal y de fondo guardan relación como se tratara de una sola torre contactora con presiones de 32 y 25 psia respectivamente.

Como se observa en la Figura 4.21, la corriente 504 gana calor en el intercambiador de calor E-500 y reduce su presión al pasar por la válvula VLV-501, bajo esas condiciones es denominada corriente 505, la cual, se mezcla con la corriente en fase líquida del reflujo (corriente 511) de la torre regeneradora R-500. La corriente 505-511 y la corriente 508A ingresan por el cabezal de la torre regeneradora R-500, reduciendo el calor en el reboiler por la temperatura a la cual se encuentran las corrientes y dando lugar a la corriente 507 en el fondo de la torre. La corriente 507 gana calor en el intercambiador de calor E-501 e ingresa a la torre R-501.

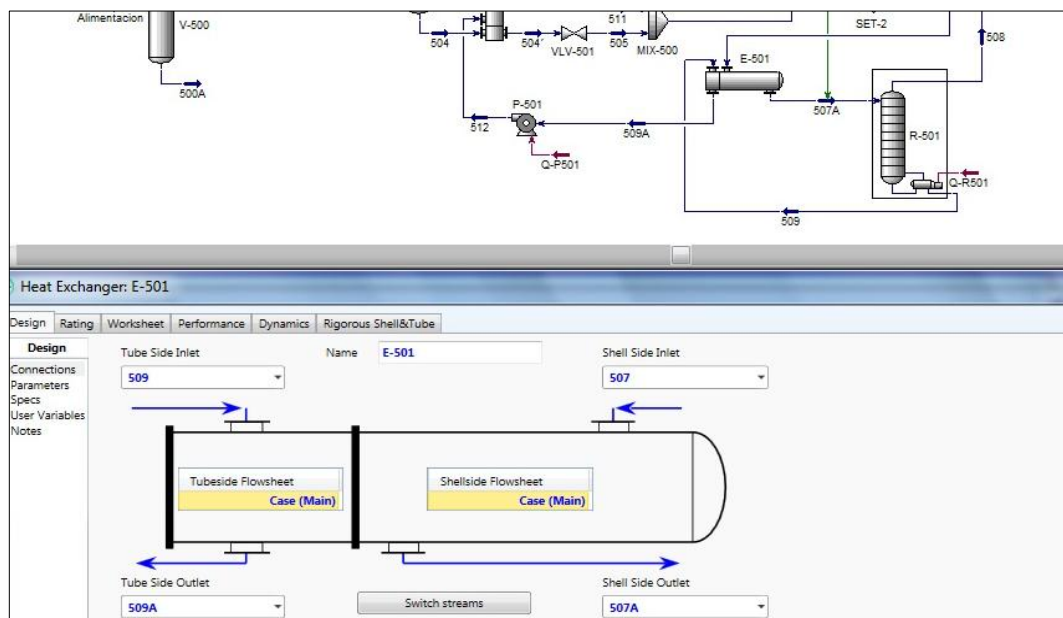
Figura 4.21 Intercambiador de Calor E-500 – Simulación Tecnología 4



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

El gas ácido o corriente 508 que sale del tope de la torre regeneradora R-501 (de 10 platos al igual que la torre R-500) se mezcla con la corriente 505-511 como se mencionó anteriormente. La amina pobre (corriente 509), sale del fondo de la torre R-501 (Figura 4.22) y aporta calor a la corriente 507 en el intercambiador de calor E-501, posteriormente la bomba P-501 eleva la presión de la corriente antes de ingresar al intercambiador de calor E-500 y elevar la temperatura de la corriente 504.

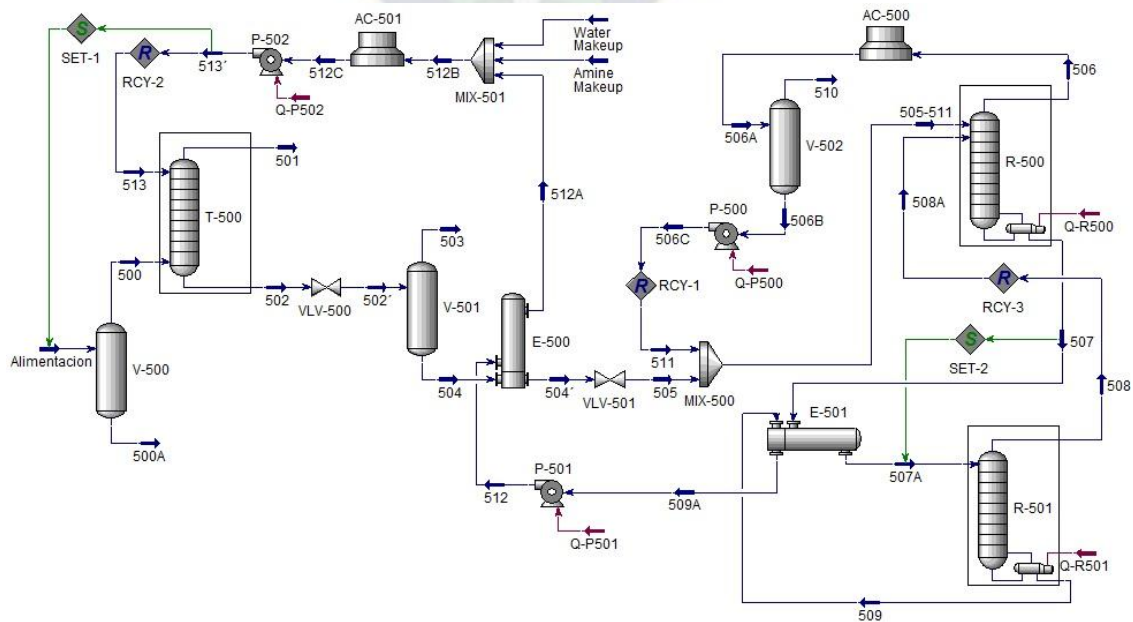
Figura 4.22 Intercambiador de Calor E-501 – Simulación Tecnología 4



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

El diagrama de flujo del proceso con la incorporación de los equipos se muestra en la Figura 4.23.

Figura 4.23 DFP - Simulación Tecnología 4



Fuente: Elaboración propia, *Simulación en Aspen Hysys V8.8.*

CAPÍTULO 5

ANÁLISIS PARAMÉTRICO Y EVALUACIÓN ENERGÉTICA

El análisis del comportamiento del Proceso de Remoción de CO₂ de la planta de Yapacaní con la aplicación de cuatro diferentes tecnologías para la optimización energética, se realiza mediante el análisis de sensibilidad paramétrica, a partir de la simulación de los procesos en Aspen Hysys V8.8. De esa manera, alcanzar el resultado óptimo, operable de cada tecnología independientemente y realizar la evaluación energética de los procesos.

5.1 Análisis de Sensibilidad Paramétrico.

Un análisis de sensibilidad de un proceso, consiste en la variación sistemática de un parámetro operativo que afecta al resultado de la simulación, con el fin de obtener las variables sensibles a los cambios, e intervalos de operación en los que el proceso funciona correctamente. Las variables sensibles que busca el presente análisis, está enfocada al requerimiento energético de cada uno de los procesos simulados.

Teniendo en cuenta que el responsable de la compensación energética de la planta es el reboiler de la torre regeneradora, y dado que en este equipo se produce el calor necesario para vaporizar la solución regenerada (Erdmann *et al.*, 2012), en principio es necesario el análisis paramétrico de la Planta Base debido a que corresponde a un proceso típico de endulzamiento con amina y sus resultados son referenciales para la implementación de las propuestas de optimización energética. Por otro lado, el análisis de sensibilidad paramétrica deberá extenderse para las secciones del proceso en las que las tecnologías han implementado nuevos equipos o cambiado su configuración. A continuación, se resume las secciones modificadas por la implementación de cada tecnología:

- Tecnología 1 - Incorporación de Vapor Re-comprimido
 - Sección Regeneradora

- Tecnología 2- Incorporación por vapor Re comprimido y Corrientes Separadas
 - Sección Regeneradora, Sección de intercambio de calor y Sección de la contactora
- Tecnología 3- Procedimiento Mejorado del flujo Dividido
 - Sección Regeneradora, Sección de intercambio de calor y Sección de la contactora
- Tecnología 4 - Intercambio de calor interno
 - Sección Regeneradora

5.1.1 Análisis Paramétrico - Planta Base

El análisis de sensibilidad paramétrica de la Planta Base se realiza en las tres secciones del proceso: sección contactora, sección intercambiador de calor y sección regeneradora; debido a que la mayoría de los equipos y su disposición son también utilizados en las tecnologías bajo condiciones similares, de manera que, los resultados son válidos para los procesos con la incorporación de la optimización energética.

5.1.1.1 Sección Contactora – Planta Base.

En la Tabla 5.1, se muestra los parámetros que se modificaran en esta sección para evaluar el impacto en la simulación de la planta base.

Tabla 5.1 Parámetros de la Sección Contactora - Planta Base

Parámetro	Valor	Unidad
Numero de Platos de la Torre Contactora T-100	20,0	-
Presión Amina Pobre	1212,0	psia
Temperatura de Amina Pobre	122,2	°F
Presión de Alimentación	1214,0	psia
Temperatura de Alimentación	86,2	°F
Presión de Operación de la Torre Contactora T-100	1212-1214	psia

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Se debe mencionar, que los valores de la Tabla 5.1 corresponden a la simulación de la planta base realizada en el capítulo anterior que son iguales a los adoptados en el diseño de la empresa Exterran.

5.1.1.1.1 Numero de Platos Torre T-100

El número de platos que conforman la torre contactora son 20 con una caída de presión de 0.105 psia por plato, estas condiciones son suficientes para alcanzar las especificaciones del gas dulce de la planta, sin embargo, para realizar el análisis se toman los siguientes valores en la simulación:

- 10 platos
- 15 platos
- 20 platos
- 25 platos

Los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 5.2 y son presentados gráficamente en las Figuras 5.1 y 5.2.

Tabla 5.2 Numero de platos - Impacto al Proceso de la Planta Base

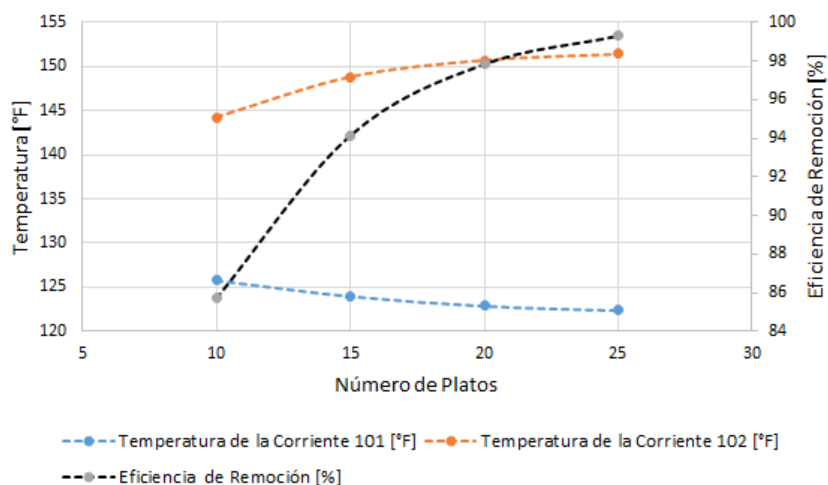
Número de Platos	10	15	20	25
Temperatura de la Corriente 101[°F]	125.8	124	122.9	122.4
Temperatura de la Corriente 102[°F]	144.20	148.8	150.7	151.4
Eficiencia de Remoción [%]	85.73	94.14	97.83	99.29
Calor de Reboiler [BTU/hr]	8.495E+06	8.416E+06	8.339E+06	8.302E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

A mayor número de platos en la torre contactora se está incrementando la zona donde se produce el equilibrio de fase gas-líquido entre la corriente de gas amargo y la amina pobre respectivamente, lo cual, favorece la eficiencia de remoción de CO₂ como se muestra en la Figura 5.1, dando lugar un gas dulce con menor contenido de CO₂. Por otro lado, al incrementar el número de platos la temperatura en el fondo de la torre aumenta, esto se debe a que en esta zona se extrae la mayor cantidad CO₂, dado que las reacciones involucradas entre la amina y el CO₂ son exotérmicas, el aumento de la temperatura en el fondo de la torre hace que la corriente de amina pobre (corriente 102) salga a mayor temperatura. De forma contraria al fondo de la torre, a medida que la fase gaseosa se aproxima al tope de la torre la temperatura disminuye, más aún al incrementar el número de platos debido a que la mayor parte las reacciones se llevan a

cabo en los platos inferiores de la torre, por lo cual la temperatura de la corriente de gas dulce (corriente 101) disminuye.

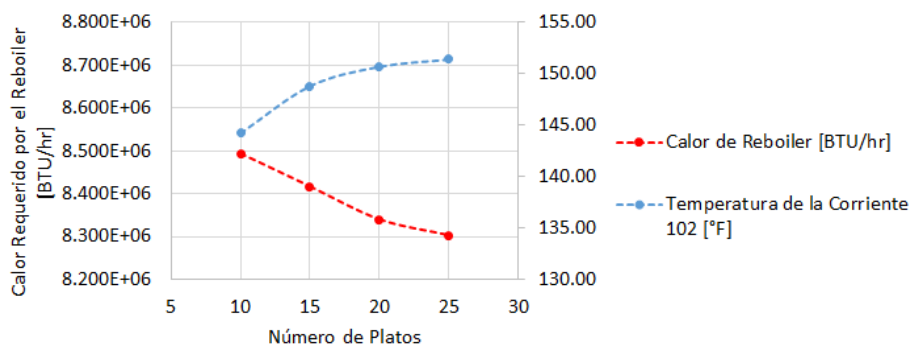
Figura 5.1 Efecto de Numero de Platos en la Contactora - Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Como se observa en la Figura 5.2, calor requerido en el reboiler de la torre regeneradora es directamente proporcional a la cantidad de platos en la contactora

Figura 5.2 Efecto de Número de Platos en el Reboiler- Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

A mayor número de platos en la contactora, el proceso mejora la eficiencia de remoción de CO₂ del gas de alimentación, dicho de otro modo, las condiciones para que la absorción química ocurra son mejores a mayor número de platos. Las reacciones que se

dan en la contactora son exotérmicas, lo cual aporta calor a la corriente 102 que se dirige a la regeneradora, reduciendo el calor requerido en el reboiler de la torre regeneradora.

5.1.1.1.2 Presión y Temperatura de Amina Pobre.

Normalmente la torre contactora opera a elevadas presiones. debido a que el aumento de presión favorece la reducción de CO₂. Trabajar en un proceso de endulzamiento con altas presiones implica un mayor gasto en control y mantenimiento de equipos.

La presión de amina pobre se establece acorde a la presión del gas de alimentación (1214 psia) de la torre contactora T-100. A su vez, la variación de este parámetro no realiza un gran impacto en la presión de la torre contactora y en consecuencia en el reboiler.

La amina pobre sale caliente de la rección regeneradora, por ello no se la puede introducir directamente a la torre contactora ya que disminuirá su capacidad de retención de CO₂. El enfriador logra disminuir la temperatura de la amina recirculada hasta aproximadamente 10 °F por encima de la temperatura de entrada del gas de alimentación (Erdmann, *et al.*, 2012), para evitar la condensación de hidrocarburos en la torre. Se analizaron los siguientes escenarios para la temperatura de amina pobre:

- 96.20 °F
- 105 °F
- 122.2 °F
- 135 °F

Los resultados de la evaluación se presentan en la Tabla 5.3 y son ilustrados en las Figuras 5.3 y 5.4.

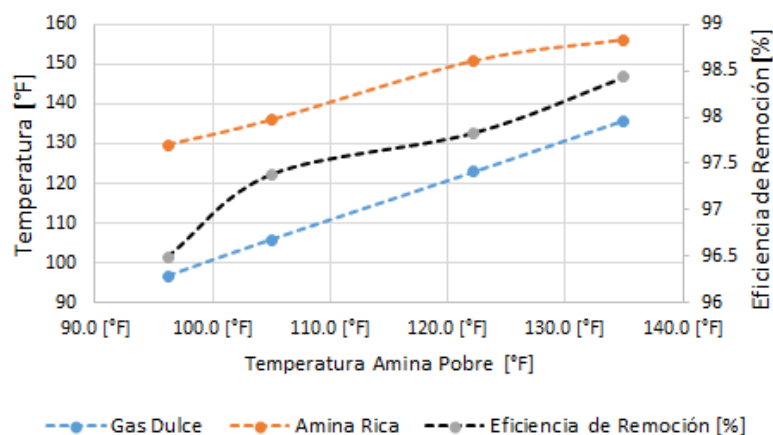
Tabla 5.3 Temperatura de la Amina Pobre - Impacto al Proceso de la Planta Base

Temperatura Amina Pobre	96.2 [°F]	105 [°F]	122.2 [°F]	135 [°F]
Temperatura de la Corriente 101 [°F]	96.8	105.9	122.9	135.8
Temperatura de la Corriente 102 [°F]	129.61	135.92	150.7	156.05
Eficiencia de Remoción [%]	96.49	97.38	97.83	98.43
Calor de Reboiler [BTU/hr]	9.050E+06	9.050E+06	8.339E+06	8.240E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

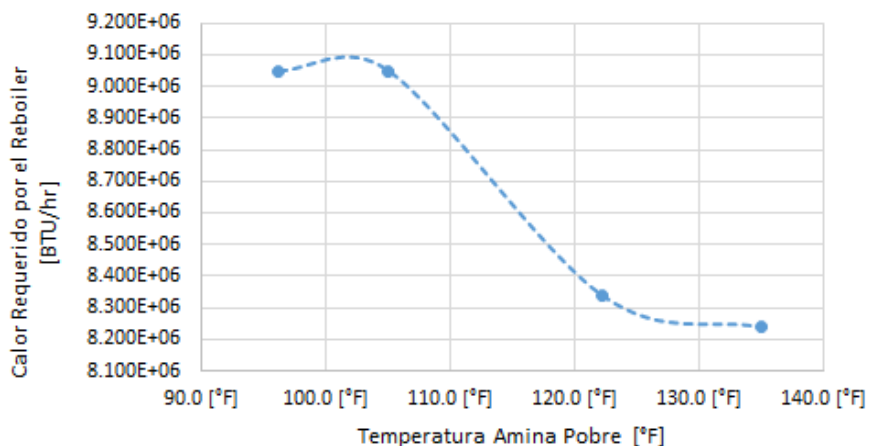
Un aumento o disminución significativa de la temperatura de la solución acuosa repercute de forma negativa a la calidad del gas dulce, Por tanto, es evidente mantener esta variable en un rango adecuado para que no cause efectos negativos en la calidad de gas y en los equipos. Entre 115°F a 130°F para las condiciones específicas de este proceso como se muestra en la Figura 5.3.

Figura 5.3 Efecto de la Temperatura de Amina Pobre en la Contactora - Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Figura 5.4 Efecto de la Temperatura de Amina Pobre en Reboiler - Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

La temperatura de la amina pobre que ingresa por el cabezal de la torre T-100, tiene impacto directo con la temperatura las corrientes gas dulce y amina rica, corrientes 101 y

102 respectivamente, como se observa en la Figura 5.3. Al elevar la temperatura de amina pobre, incrementa la temperatura de la corriente 102 que se dirige a la sección regeneradora, este incremento de temperatura se refleja en la torre regeneradora, de tal manera, que el calor que requiere el reboiler de la torre es menor (Figura 5.4).

5.1.1.1.3 Presión y Temperatura del gas de Alimentación.

La presión del gas natural que entra por el fondo de la torre contactora es fundamental para el dimensionamiento de los equipos en el proceso, si bien la presión elevada en la contactora favorece la captura de gases ácidos y disminuye el calor en el reboiler, una vez que se diseña la planta para las presiones especificadas, no conviene alterar las condiciones de presión.

Los efectos de la variación de la temperatura del gas de alimentación se presentan en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4 Temperatura Alimentación - Impacto al Proceso de la Planta Base

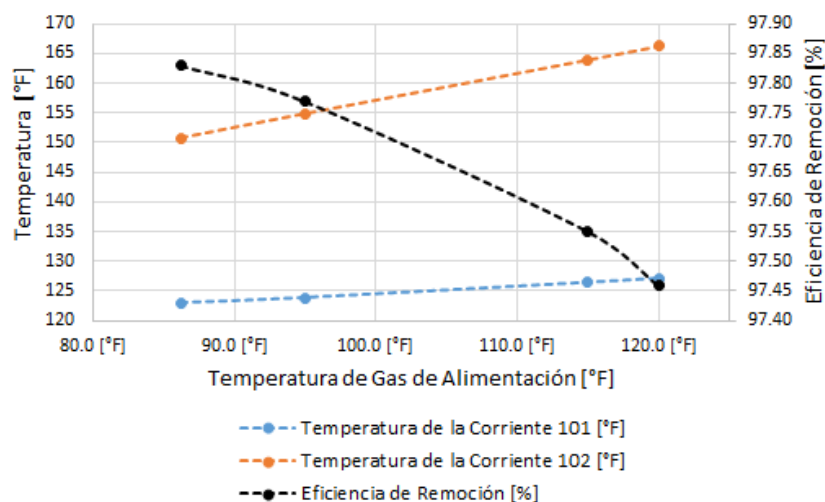
Temperatura de Gas de Alimentación	86.2 [°F]	95 [°F]	115 [°F]	120 [°F]
Temperatura de la Corriente 101 [°F]	122.9	123.8	126.4	127.1
Temperatura de la Corriente 102 [°F]	150.7	154.8	163.9	166.2
Eficiencia de Remoción [%]	97.83	97.77	97.55	97.46
Calor de Reboiler [BTU/hr]	8.339E+06	8.342E+06	8.353E+06	8.356E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

El aumento de la temperatura del gas de alimentación incrementa principalmente la temperatura de la corriente de amina rica (corriente 102) y repercute de manera negativa en la recuperación de CO₂ al sobrepasar los 90°F como se observa en la Figura 5.5, la deficiente recuperación de CO₂ es consecuencia de la reducción de la capacidad de remoción por parte de la amina al incrementare la temperatura en la torre.

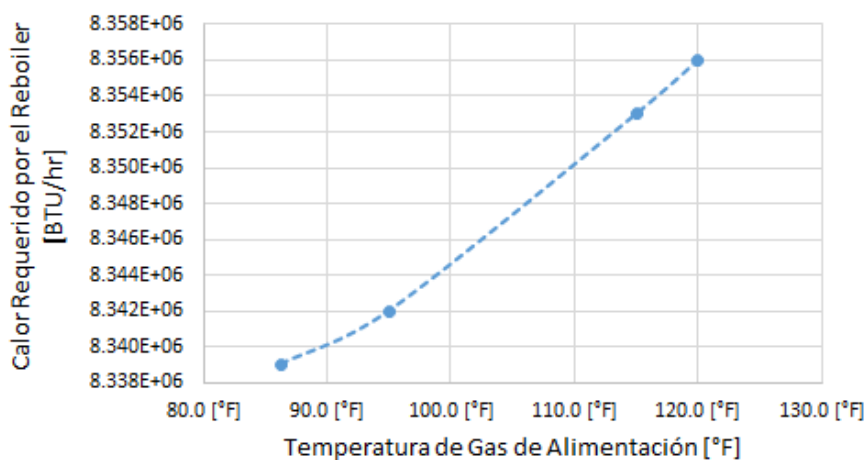
La reducción de la eficiencia de remoción en el proceso, da lugar al incremento de caudal de amina pobre para contrarrestar la deficiente recuperación de CO₂, en consecuencia, el calor requerido en el reboiler para regenerar la amina es mayor, como se ve en la Figura 5.6.

Figura 5.5 Efecto de la Temperatura de Alimentación en la Contactora - Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Figura 5.6 Efecto de la Temperatura de Alimentación en el Reboiler - Planta Base



Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

5.1.1.2 Sección de Intercambio de Calor – Planta Base.

La sección depende de los resultados de la sección contactora y regeneradora, debido a que las corrientes provenientes de ambas secciones interactúan en esta sección. Las condiciones finales de las corrientes de entrada y salida del intercambiador de calor se muestran en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5 Parámetros de la Sección Intercambiador de Calor - Planta Base

Corriente de Entrada	Temperatura [°F]	Corriente de Salida	Temperatura [°F]
104	150.5	104'	205 °F
110	263.4	111	210.4

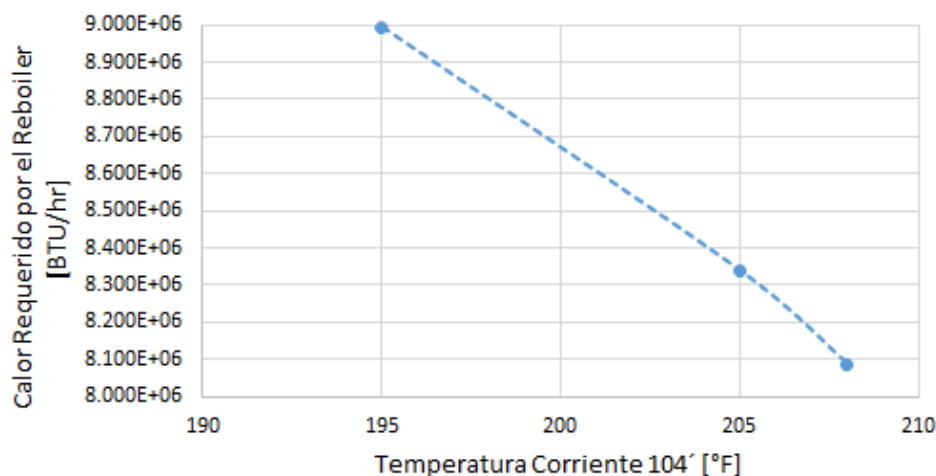
Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

La única variable en la simulación es la temperatura de la corriente 104' (amina rica) que depende de la eficiencia del intercambio de calor con la corriente 110 (amina pobre) para incrementar o disminuir. De la Tabla 5.6, el incremento de temperatura de la corriente 104' aporta calor en el proceso de regeneración de la amina, por lo cual reduce el calor en el reboiler, a medida que reduce la temperatura de la corriente, incrementa el calor que debe aportar el reboiler para regenerar la amina con la limitante de no alcanzar la temperatura de degradación de la amina. El efecto sobre el reboiler se ve gráficamente en la Figura 5.7.

Tabla 5.6 Temperatura Corriente 104' - Impacto al Proceso de la Planta Base

Temperatura Corriente 104'	195 [°F]	205 [°F]	208 [°F]
Calor de Reboiler [BTU/hr]	8.994E+06	8.339E+06	8.088E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Figura 5.7 Efecto de la Temperatura de Alimentación en el Reboiler - Planta Base

Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

La temperatura máxima que puede alcanzar la amina rica (corriente 104') en el intercambio de calor sin riesgo de la degradación de la amina en la torre regeneradora es de 205°F (Tabla 5.5)

5.1.1.3 Sección Regeneradora – Planta Base

La torre regeneradora R-100 es el equipo principal en esta sección, los parámetros de operación de la torre en el simulador se presentan en la Tabla 5.7. El efecto en el calor requerido por el reboiler se determina con la variación de cada uno de los parámetros.

Tabla 5.7 Parámetros de la Sección Regeneradora - Planta Base

Parámetro	Unidad	Valor
Numero de Platos Torre Regeneradora R-100	-	20
Presión de Operación de la Torre R-100 Cabeza	psia	25
Presión de Operación de la Torre R-100 Fondo	psia	32
Flujo Molar de Reflujo	lbmol/hr	264,5

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

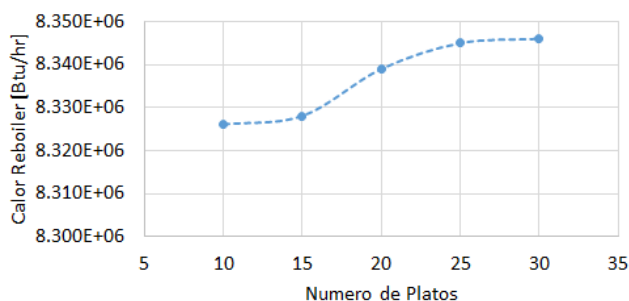
5.1.1.3.1 Numero de Platos Torre Regeneradora.

De la Tabla 5.8, la relación del número de platos con el calor requerido en el reboiler es directa. El incremento de platos ocasiona que el despojamiento de gases ácidos de la amina se lleve a cabo con menor intensidad en los platos superiores de la torre, para contrarrestar este efecto, se requiere incrementar la temperatura de la torre, en consecuencia, el calor en el reboiler. Como se muestra en la Figura 5.8, el calor en el reboiler tiende a ser similar a mayor de 20 platos. Si bien se reduce el requerimiento calor en el reboiler a menor número de platos, se obtiene una corriente de amina pobre con mayor contenido de CO₂ (Tabla 5.8).

Tabla 5.8 Numero de platos de la torre R-100 -Impacto al Proceso de la Planta Base

Numero de Platos	10	15	20	25	30
Calor de Reboiler [BTU/hr]	8.326E+06	8.328E+06	8.339E+06	8.345E+06	8.346E+06
Flujo Molar de CO ₂ en la Amina Pobre [lbmol/hr]	0.3652	0.2213	0.1711	0.1366	0.1242

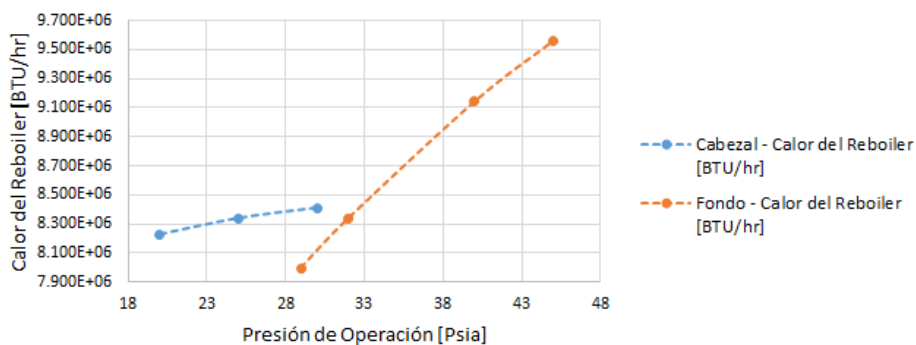
Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*

Figura 5.8 Efecto de Numero de Platos de la Torre R-100 en el Reboiler - Planta Base

Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

5.1.1.3.2 Presión de operación Torre R-100.

El incremento moderado de la presión de operación en el cabezal y fondo de la torre de operación es posible con el incremento de vapor de agua, que genera mayor gasto energético en el reboiler (Figura 5.9). A medida del aumento de presión en la torre, incrementa la temperatura del reflujo y la amina pobre, que favorece la remoción del gas ácido de la amina, como se ve en la Tabla 5.9 y 5.10, sin embargo, una temperatura demasiado elevada en la torre produce un excesivo consumo energético y por otro lado una temperatura muy baja, problemas de corrosión en el equipo.

Figura 5.9 Efecto de la Presión de Operación en el Reboiler - Planta Base

Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Tabla 5.9 Presión de Operación de la Cabeza de la Regeneradora - Impacto al Proceso de la Planta Base

Presión de Operación [psia] - Cabezal	20	25	30
Temperatura de Reflujo [°F]	199.3	209.6	218.4
Flujo Molar de CO ₂ en la Amina Pobre [lbmol/hr]	0.19	0.1711	0.167
Calor del Reboiler [BTU/hr]	8.228E+06	8.339E+06	8.409E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Tabla 5.10 Presión de Operación del Fondo de la Regeneradora - Impacto al Proceso de la Planta Base

Presión de Operación [Psia] - Fondo	29	32	40	45
Temperatura Amina Pobre [°F]	257.3	263.1	276.5	283.9
Flujo Molar de CO ₂ en la Amina Pobre [lbmol/hr]	0.1939	0.1711	0.1370	0.1002
Calor del Reboiler [BTU/hr]	7.997E+06	8.339E+06	9.145E+06	9.565E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

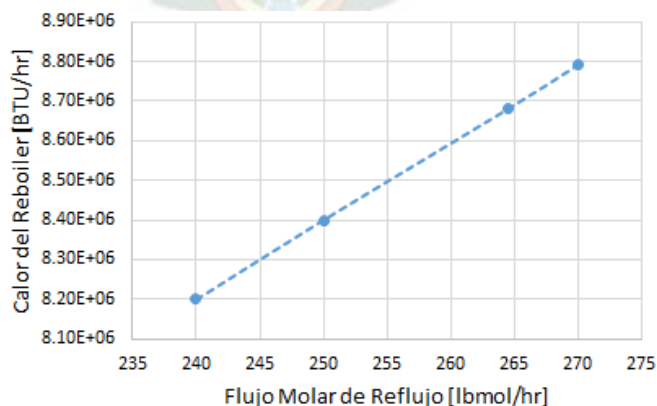
5.1.1.3.3 Flujo molar de Reflujo

El impacto del flujo molar de Reflujo en el proceso se muestra en la Tabla 5.11. A medida que aumenta el flujo molar de reflujo, la cantidad de agua condensada que regresa al regenerador es mayor, lo cual indica que se debe extraer más calor por el condensador y para mantener el equilibrio energético de la torre se debe agregar calor en el reboiler que conlleva mayor consumo de energía. Por otro lado, una excesiva disminución de reflujo en la torre reduce el calor en el reboiler y la cantidad de vapor para lograr el fraccionamiento apropiado, dando lugar a una corrosión severa.

Tabla 5.11 Flujo molar de Reflujo - Impacto al Proceso de la Planta Base

Flujo Molar de Reflujo [lbmol/hr]	240	250	264.5	270
Flujo Molar de CO ₂ en la Amina Pobre [lbmol/hr]	0,96	0,93	0,91	0,89
Calor del Reboiler [BTU/hr]	8,20E+06	8,40E+06	8,68E+06	8,79E+06

Fuente: Elaboración propia, datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.

Figura 5.10 Efecto del Flujo molar de Reflujo en el Reboiler - Planta Base

Fuente: Elaboración propia, con datos obtenidos de la *Simulación en Hysys V8.8*.