

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



**PROYECTO DE GRADO**  
**“TRATAMIENTO Y PURIFICACIÓN DEL DIÓXIDO DE**  
**CARBONO EMITIDO POR LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO**  
**DE GAS EN BOLIVIA”**

**POSTULANTE: RAMIRO YUJRA CAZORLA**  
**TUTOR: Ing. JIMMY ROLANDO GUILLEN ESPINOZA**

**LA PAZ - BOLIVIA**

**2022**



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



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

**LICENCIA DE USO**

El usuario está autorizado a:

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

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

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

## *DEDICATORIA*

*Este proyecto va dedicado principalmente a Dios,  
por iluminarme y estar a mi lado en todo momento.*

*A mis padres, amigos por la ayuda desinteresada  
brindada en cada obstáculo que se me presentó en la  
vida, gracias a sus ejemplos*

*A todas las personas que de una u otra manera  
siempre me han apoyado.*

*Mil gracias....*

## *AGRADECIMIENTOS*

*A DIOS por iluminarme siempre el camino a seguir.*

*Agradecer en primera instancia a la UMSA. (Universidad Mayor de San Andrés), por la calidez, los conocimientos brindados y por todo el tiempo que me permitió brindar y expresar los conocimientos estudiado en la prestigiosa Facultad de Ingeniería Carrera de Ingeniería Petrolera.*

*A mi Madre, porque con su amor, apoyo y comprensión me llevo de la mano hasta este logro.*

*A mi Padre, por todo su esfuerzo, apoyo y fortaleza, eres la incondicionalidad hecha hombre.*

# TRATAMIENTO Y PURIFICACIÓN DEL DIÓXIDO DE CARBONO EMITIDO

## POR LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS EN BOLIVIA

### ÍNDICE GENERAL

<b>DEDICATORIA.....</b>	<b>II</b>
<b>AGRADECIMIENTOS .....</b>	<b>III</b>
<b>SIMBOLOGÍA.....</b>	<b>XI</b>
<b>RESUMEN .....</b>	<b>XIV</b>
<b>CAPÍTULO I.....</b>	<b>1</b>
<b>CONSIDERACIONES GENERALES.....</b>	<b>1</b>
1.1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.2.1. Identificación del Problema .....	2
1.2.2. Formulación del Problema .....	3
1.3. OBJETIVOS .....	3
1.3.1. Objetivo General .....	3
1.3.2. Objetivos Específicos .....	3
1.4. JUSTIFICACION.....	4
1.4.1. Justificación Técnica .....	4
1.4.2. Justificación Social .....	4
1.4.3. Justificación Económica .....	4
1.4.4. Justificación Ambiental .....	5
1.5. ALCANCE.....	5
1.5.1. Alcance Temático .....	5
1.5.2. Alcance Geográfico .....	5
<b>CAPÍTULO 2 .....</b>	<b>6</b>
<b>FUNDAMENTOS TEORÍCOS.....</b>	<b>6</b>
2.1. GAS NATURAL .....	6
2.2. PROPIEDADES DEL GAS NATURAL .....	8
2.3 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL .....	9
2.4. SECUENCIA DE PROCESAMIENTO DEL GN .....	10
2.4.1. Objetivos del Procesado del Gas Natural.....	14
2.5. PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS EN BOLIVIA.....	16
2.5.1. Plantas de Ajuste de Punto de Rocío de Hidrocarburos (Plantas Dew Point) .....	18
2.6. DIÓXIDO DE CARBONO .....	19
2.6.1. Emisiones de Dióxido de Carbono .....	20
2.6.2. Emisión Histórica de CO <sub>2</sub> en Bolivia .....	22
2.6.3. Emisiones de CO <sub>2</sub> en la Actualidad .....	24
2.6.4. Emisiones de CO <sub>2</sub> de la Industria Petrolera.....	25
2.6.5. Emisiones de CO <sub>2</sub> de las Plantas de Tratamiento de Gas en Bolivia .....	26
2.7. CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE DIÓXIDO DE CARBONO.....	29

2.7.1. Tecnología del CAC .....	31
<b>2.8. CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO.....</b>	<b>33</b>
2.8.1. Primera Generación: Precombustión .....	33
2.8.2. Tecnologías existentes .....	36
2.8.3. Primera Generación: Combustión .....	41
2.8.4. Captura de CO <sub>2</sub> en otros sectores Industriales.....	46
<b>2.9. PURIFICACIÓN DEL DIÓXIDO DE CARBONO .....</b>	<b>48</b>
2.9.1. Separación del Ácido Sulhídrico.....	48
2.9.1.1. Separación de H <sub>2</sub> S por absorción con aminas .....	49
2.9.2. Separación del vapor de agua.....	50
2.9.2.1. Deshidratación por absorción .....	51
2.9.3. Sistema Criogénico Ryan Holmes .....	55
<b>CAPÍTULO 3 .....</b>	<b>56</b>
<b>DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO<sub>2</sub>.....</b>	<b>56</b>
3.1. PURIFICACIÓN DEL DIOXIDO DE CARBONO .....	56
3.1.1. Caracterización de la corriente de CO <sub>2</sub> a purificar .....	57
3.1.2. Simulación de los procesos de purificación de CO <sub>2</sub> .....	57
3.1.3. Recuperación y pureza de CO <sub>2</sub> .....	58
3.2. DISEÑO Y CÁLCULO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CONTEG.....	59
3.2.1. Cálculo del diámetro de la Torre Contactora .....	59
3.2.2. Cálculo de la altura de la torre contactora.....	63
3.2.3. Cálculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico.....	67
3.2.4. Cálculo de la potencia del reboiler .....	69
<b>CAPÍTULO 4 .....</b>	<b>72</b>
<b>APLICACIÓN DEL DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO<sub>2</sub> EN LA PLANTA DE SANTA ROSA.....</b>	<b>72</b>
4.1. ESTUDIO DEL CASO .....	72
4.1.1. Plantas De Tratamiento De Gas Con Unidades De Aminas.....	72
4.2. INFORMACIÓN GENERAL – PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS SANTA ROSA. 73	
4.2.1. Descripción General .....	73
4.2.2. Descripción de la Corriente de Dióxido de Carbono .....	74
4.3. DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO <sub>2</sub> EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS DE SANTA ROSA.....	77
4.4. DISEÑO Y CÁLCULO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CONTEG.....	78
4.4.1. Cálculo del diámetro de la Torre Contactora .....	78
4.4.2. Cálculo de la altura de la torre contactora.....	84
4.4.3. Cálculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico.....	90
4.4.4. Cálculo de la potencia del reboiler .....	91
4.5. SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN DE CO <sub>2</sub> .....	93
4.5.1. Simulación en HYSYS .....	93
4.5.2. Ingreso de datos y especificaciones técnicas.....	94
4.5.3. Simulación de la Unidad de Deshidratación de dióxido de carbono .....	96

4.5.4. Simulación completada .....	110
4.6. RECUPERACIÓN Y PUREZA DE CO <sub>2</sub> .....	112
4.6.1. Cálculo de la Recuperación y Pureza de CO <sub>2</sub> de forma analítica .....	112
4.6.2. Cálculo de la recuperación y pureza de CO <sub>2</sub> con los datos obtenidos de la simulación .....	121
<b>CAPÍTULO 5 .....</b>	<b>125</b>
<b>ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD .....</b>	<b>125</b>
5.1. COMPARACIÓN DE RESULTADOS .....	125
5.1.1. Resumen de los cálculos del diseño de una unidad de deshidratación por absorción....	125
5.1.2. Resumen de los parámetros obtenidos de la simulación .....	126
5.1.3. Comparación de los parámetros obtenidos mediante cálculos y la simulación .....	128
5.1.3. Comparación de los resultados obtenidos mediante cálculos y la simulación .....	129
5.2. ANÁLISIS TÉCNICO .....	130
5.2.1. Descripción del producto .....	130
5.2.2. Descripción del proceso .....	131
5.2.3. Dimensionamiento .....	131
5.3. COSTOS DE LA UNIDAD DISEÑADA .....	134
5.3.1. Costos del equipamiento .....	134
5.3.2. Costos de la unidad de operación .....	134
5.3.3. Costos por requerimiento de energía .....	135
5.3.4. Costo total de instalación de la Unidad de Deshidratación .....	135
5.4. INVERSIÓN DEL PROYECTO .....	136
5.4.1. Activo fijo y Depreciación .....	136
5.4.2. Activos Intangibles .....	137
5.4.3. Inversión Total .....	138
5.5. ESTRUCTURA DE COSTOS .....	138
5.5.1. Costo Fijo .....	138
5.5.2. Costo Variable .....	138
5.5.3. Precio del Dióxido de Carbono .....	140
5.6. FLUJO DE CAJA .....	140
5.6.1. Elaboración del Flujo de Caja .....	141
5.7. EVALUACIÓN DEL PROYECTO .....	143
5.7.1. Valor Actual neto (VAN) .....	143
5.7.2. Tasa Interna de Retorno (TIR) .....	144
<b>CAPÍTULO VI .....</b>	<b>146</b>
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>146</b>
6.1. CONCLUSIONES .....	146
6.2. RECOMENDACIONES .....	149
<b>REFERENCIAS .....</b>	<b>151</b>
<b>GLOSARIO TÉCNICO .....</b>	<b>153</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>155</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>TABLA 2.1.</b> COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL BOLIVIANO.....	7
<b>TABLA 2.2.</b> CARACTERÍSTICAS DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS EN BOLIVIA....	17
<b>TABLA 2.3.</b> EMISIONES EQUIVALENTES DE CO <sub>2</sub> DE LA PLANTA MARGARITA.....	26
<b>TABLA 2.4.</b> EMISIONES DE CO <sub>2</sub> DE LA PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS DE BOLIVIA.....	28
<b>TABLA 2.5.</b> FUENTES DE CAC .....	30
<b>TABLA 2.6.</b> COMPONENTES DE LA CAC.....	33
<b>TABLA 3.1.</b> PARÁMETROS DE DIMENSIONAMIENTO DE LA TORRE CONTACTORA TEG.....	62
<b>TABLA 4.1.</b> DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA SANTA ROSA.....	73
<b>TABLA 4.2.</b> DATOS DE LA CORRIENTE DE DIÓXIDO DE CARBONO .....	77
<b>TABLA 4.3.</b> COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE DIÓXIDO DE CARBONO .....	79
<b>TABLA 4.4.</b> CÁLCULO DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA PSEUDOCRÍTICA.....	80
<b>TABLA 4.5.</b> CÁLCULO DEL PESO MOLECULAR.....	81
<b>TABLA 4.6.</b> DETERMINACIÓN DEL FACTOR C.....	83
<b>TABLA 4.7.</b> SUSTANCIAS COMPONENTES DE LA SIMULACIÓN.....	94
<b>TABLA 4.8.</b> CORRIENTES DE ENTRADA PARA LA SIMULACIÓN.....	96
<b>TABLA 4.9.</b> EQUIPOS CON SUS DATOS DE ENTRADA PARA LA SIMULACIÓN.....	98
<b>TABLA 4.10.</b> COMPOSICIÓN INICIAL MOLAR.....	114
<b>TABLA 4.11.</b> FLUJO MOLAR Y PORCENTAJE MOLAR FINAL DE LOS COMPONENTES.....	119
<b>TABLA 4.12.</b> INTERPRETACIÓN DE LA PUREZA DE CO <sub>2</sub> .....	120
<b>TABLA 5.1.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE DIÓXIDO DE CARBONO	125
<b>TABLA 5.2.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DE LA TORRE CONTACTORA.....	126
<b>TABLA 5.3.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DEL TEG .....	126
<b>TABLA 5.4.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DEL REBOILER.....	126
<b>TABLA 5.5.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DE LA CORRIENTE DE DIÓXIDO DE CARBONO	127
<b>TABLA 5.6.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DE LA TORRE CONTACTORA.....	127
<b>TABLA 5.7.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DEL TEG .....	127
<b>TABLA 5.8.</b> RESULTADOS DE PARÁMETROS DEL REBOILER.....	128

<b>TABLA 5.9.</b>	<b>RESULTADOS OBTENIDOS MEDIANTE CÁLCULOS Y LA SIMULACIÓN.....</b>	<b>129</b>
<b>TABLA 5.10.</b>	<b>DIMENSIONAMIENTO DE LA TORRE CONTACTORA Y DE REGENERACIÓN.....</b>	<b>132</b>
<b>TABLA 5.11.</b>	<b>PARÁMETROS DEL MEZCLADOR, VÁLVULA Y RECICLO.....</b>	<b>132</b>
<b>TABLA 5.12.</b>	<b>PARÁMETROS DE LA BOMBA CENTRIFUGA.....</b>	<b>132</b>
<b>TABLA 5.13.</b>	<b>PARÁMETROS DEL ENFRIADOR, INTERCAMBIADOR Y REBOILER.....</b>	<b>133</b>
<b>TABLA 5.14.</b>	<b>COSTOS DEL EQUIPAMIENTO.....</b>	<b>134</b>
<b>TABLA 5.15.</b>	<b>COSTOS DE LA UNIDAD DE OPERACIÓN.....</b>	<b>135</b>
<b>TABLA 5.16.</b>	<b>COSTOS GENERADOS POR ELECTRICIDAD, AGUA Y AJUSTE DE PRESIÓN.....</b>	<b>135</b>
<b>TABLA 5.17.</b>	<b>RESUMEN DE LOS COSTOS TOTALES DE LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN....</b>	<b>136</b>
<b>TABLA 5.18.</b>	<b>IMPORTE DE LOS ACTIVOS FIJOS.....</b>	<b>136</b>
<b>TABLA 5.19.</b>	<b>DEPRECIACIÓN DE LOS ACTIVOS FIJOS.....</b>	<b>137</b>
<b>TABLA 5.20.</b>	<b>IMPORTE DE LOS ACTIVOS TANGIBLES.....</b>	<b>137</b>
<b>TABLA 5.21.</b>	<b>AMORTIZACIÓN DE LOS ACTIVOS TANGIBLES.....</b>	<b>138</b>
<b>TABLA 5.22.</b>	<b>INVERSIÓN TOTAL.....</b>	<b>138</b>
<b>TABLA 5.23.</b>	<b>COSTO FIJO TOTAL.....</b>	<b>138</b>
<b>TABLA 5.24.</b>	<b>COSTO VARIABLE TOTAL.....</b>	<b>139</b>
<b>TABLA 5.25.</b>	<b>FLUJO DE CAJA.....</b>	<b>141</b>
<b>TABLA 5.26.</b>	<b>INTERPRETACIÓN DEL VAN.....</b>	<b>144</b>
<b>TABLA 5.27.</b>	<b>INTERPRETACIÓN DE LA TIR.....</b>	<b>145</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>FIGURA 2.1.</b> EL GAS NATURAL COMO ENERGÍA.....	7
<b>FIGURA 2.2.</b> RESUMEN DE PROCESOS DE TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DE GN.....	9
<b>FIGURA 2.3.</b> TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	13
<b>FIGURA 2.4.</b> PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL .....	13
<b>FIGURA 2.5.</b> EMISIONES MUNDIALES DE CO <sub>2</sub> , POR PAÍSES. ....	22
<b>FIGURA 2.6.</b> ABSORCIÓN HISTÓRICA DE CO <sub>2</sub> EN BOLIVIA .....	23
<b>FIGURA 2.7.</b> EMISIONES DE CO <sub>2</sub> EN BOLIVIA .....	24
<b>FIGURA 2.8.</b> DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE LOS POSIBLES SISTEMAS DE CAC.....	31
<b>FIGURA 2.9.</b> REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LOS SISTEMAS DE CAPTACIÓN.....	32
<b>FIGURA 2.10.</b> PROCESO DE REFORMADO CON VAPOR CON CAPTURA DE CO <sub>2</sub> .....	37
<b>FIGURA 2.11.</b> ESQUEMA DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN CON LA OPCIÓN DE CAPTURA ....	40
<b>FIGURA 2.12.</b> CICLO DE ABSORCIÓN-DESORCIÓN .....	41
<b>FIGURA 2.13.</b> ESQUEMA DE CAPTURA EN POST-COMBUSTIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA .	42
<b>FIGURA 2.14.</b> LAYOUT DE PROCESO DE ABSORCIÓN.....	44
<b>FIGURA 2.15.</b> PROCESO GENERAL DE ABSORCIÓN .....	44
<b>FIGURA 2.16.</b> EMISIONES DE CO <sub>2</sub> DIRECTAS DE LA INDUSTRIA POR SECTOR.....	46
<b>FIGURA 2.17.</b> DIAGRAMA BÁSICO DE UN PROCESO DE ABSORCIÓN QUÍMICA .....	49
<b>FIGURA 2.18.</b> ESQUEMA DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL .....	53
<b>FIGURA 3.1.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=1,5.....	64
<b>FIGURA 3.2.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=1,0.....	64
<b>FIGURA 3.3.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=2,0.....	65
<b>FIGURA 3.4.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=2,5.....	65
<b>FIGURA 3.5.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=3,0.....	66
<b>FIGURA 3.6.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS A N=4,0.....	66
<b>FIGURA 4.1.</b> ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA SANTA ROSA .....	74
<b>FIGURA 4.2.</b> DIAGRAMA DEL SISTEMA DE ENDULZAMIENTO DE LA PLANTA SANTA ROSA .	75
<b>FIGURA 4.3.</b> CARACTERÍSTICAS DE TODAS LAS UNIDADES DE LA PLANTA SANTA ROSA .....	76
<b>FIGURA 4.4.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=1 .....	86
<b>FIGURA 4.5.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=1.5 .....	86
<b>FIGURA 4.6.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=2 .....	87
<b>FIGURA 4.7.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=2.5 .....	87
<b>FIGURA 4.8.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=3 .....	88
<b>FIGURA 4.9.</b> DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CON N=4 .....	88

<b>FIGURA 4.10. COMPONENTES EN LA SIMULACIÓN .....</b>	<b>95</b>
<b>FIGURA 4.11. PAQUETE TERMODINÁMICO UNIQUAC DE LA SIMULACIÓN .....</b>	<b>95</b>
<b>FIGURA 4.12. DATOS DE ENTRADA DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> HÚMEDO .....</b>	<b>95</b>
<b>FIGURA 4.13. DATOS DE COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> HÚMEDO .....</b>	<b>97</b>
<b>FIGURA 4.15. DATOS DE COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE GLICOL POBRE A CONTACTOR ..</b>	<b>98</b>
<b>FIGURA 4.16. DATOS DE ENTRADA DEL CONTACTOR.....</b>	<b>100</b>
<b>FIGURA 4.17. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE GLICOL RICO A VALV. ....</b>	<b>100</b>
<b>FIGURA 4.18. COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE GLICOL RICO A VALV.....</b>	<b>101</b>
<b>FIGURA 4.19. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> SECO .....</b>	<b>101</b>
<b>FIGURA 4.20. COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> SECO.....</b>	<b>102</b>
<b>FIGURA 4.21. DATOS DE ENTRADA DE LA VLV-100.....</b>	<b>102</b>
<b>FIGURA 4.22. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE GLICOL RICO A INT.....</b>	<b>103</b>
<b>FIGURA 4.23. DATOS DE ENTRADA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR .....</b>	<b>103</b>
<b>FIGURA 4.24. ESPECIFICACIONES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.....</b>	<b>104</b>
<b>FIGURA 4.25. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE GLICOL RICO A REGENERADOR.....</b>	<b>104</b>
<b>FIGURA 4.26. DATOS DE ENTRADA DEL REGENERADOR.....</b>	<b>105</b>
<b>FIGURA 4.27. ESPECIFICACIONES DEL REGENERADOR.....</b>	<b>105</b>
<b>FIGURA 4.28. ESPECIFICACIÓN DE TEMPERATURAS DEL CONDENSADOR Y DEL REBOILER</b>	<b>106</b>
<b>FIGURA 4.29. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE GLICOL REGENERADO .....</b>	<b>106</b>
<b>FIGURA 4.30. PARÁMETROS DE LA CORRIENTE GLICOL A MEZCLADOR .....</b>	<b>107</b>
<b>FIGURA 4.31. DATOS DE ENTRADA DEL MEZCLADOR .....</b>	<b>107</b>
<b>FIGURA 4.32. DATOS DE ENTRADA DEL COOLER.....</b>	<b>108</b>
<b>FIGURA 4.33. ESPECIFICACIONES DEL COOLER.....</b>	<b>108</b>
<b>FIGURA 4.34. DATOS DE ENTRADA DE LA BOMBA .....</b>	<b>109</b>
<b>FIGURA 4.35. ESPECIFICACIONES DE LA BOMBA .....</b>	<b>109</b>
<b>FIGURA 4.36. PARÁMETROS DE LA OPERACIÓN RECYCLE.....</b>	<b>110</b>
<b>FIGURA 4.37. SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN.....</b>	<b>111</b>
<b>FIGURA 4.38. PRESIÓN Y FLUJO MOLAR DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> SECO.....</b>	<b>122</b>
<b>FIGURA 4.39. COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE CO<sub>2</sub> SECO.....</b>	<b>123</b>

## ÍNDICE DE ECUACIONES

ECUACIÓN 2.1. Reacción endotérmica con H <sub>2</sub> O .....	34
ECUACIÓN 2.2. Reacción con oxígeno gaseoso O <sub>2</sub> .....	34
ECUACIÓN 2.3. Reacción gas-agua (shift) para convertir el CO de síntesis.....	35
ECUACIÓN 2.4. Absorción química empleando aminas .....	45
ECUACIÓN 3.1. Recuperación del CO <sub>2</sub> .....	58
ECUACIÓN 3.2. Calculo del diámetro de la torre contactora.....	59
ECUACIÓN 3.3. Factor de compresibilidad de la corriente de CO <sub>2</sub> .....	59
ECUACIÓN 3.4. Presión reducida.....	60
ECUACIÓN 3.5. Temperatura reducida.....	60
ECUACIÓN 3.6. Presión pseudocrítica .....	60
ECUACIÓN 3.7. Temperatura pseudocrítica .....	60
ECUACIÓN 3.8. Densidad de la corriente de CO <sub>2</sub> .....	60
ECUACIÓN 3.9. Gravedad específica de la corriente de CO <sub>2</sub> .....	61
ECUACIÓN 3.10. Velocidad de vapor máxima permitida.....	61
ECUACIÓN 3.11. Área de torre contactora.....	62
ECUACIÓN 3.12. Diámetro de torre contactora.....	62
ECUACIÓN 3.13. Calculo de eficiencia de agua removida .....	63
ECUACIÓN 3.14. Determinación del número de platos reales .....	67
ECUACIÓN 3.15. Determinación de la altura de la torre contactora .....	67
ECUACIÓN 3.16. Calculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico.....	67
ECUACIÓN 3.17. Flujo de masa de TEG puro .....	68
ECUACIÓN 3.18. Flujo de masa de glicol rico .....	68
ECUACIÓN 3.19. Calculo del porcentaje de TEG en el glicol rico .....	68
ECUACIÓN 3.20. Temperatura del glicol rico al reboiler .....	69
ECUACIÓN 3.21. Vaporización de agua absorbida.....	69
ECUACIÓN 3.22. Calor sensible del TEG.....	70
ECUACIÓN 3.23. Carga térmica del condensador .....	70
ECUACIÓN 3.24. Carga térmica total .....	70
ECUACIÓN 3.25. Potencia del reboiler .....	71

## **SIMBOLOGÍA**

**CO<sub>2</sub>**: Dióxido de carbono

**CH<sub>4</sub>**: Metano

**GN**: Gas Natural

**GNL o LGN**: Líquidos del Gas Natural

**µgr**: microgramo (unidad de masa)

**N**: Newton (unidad de fuerza)

**m<sup>3</sup>**: metro cúbico (unidad de volumen)

**ppm**: partes por millón (unidad de concentración)

**CAC**: Captura y almacenamiento de dióxido de carbono

**TIE**: Tercer Informe de Evaluación

**H<sub>2</sub>**: Hidrógeno

**CO**: Monóxido de carbono

**MPa**: Megapascales (Unidad de medida de la presión)

**°C**: Grados centígrados (unidad de temperatura)

**SMR**: Reformado de metano con vapor (Steam Methane Reforming)

**H/C**: Relación de hidrogeno y carbono

**t/día**: toneladas por día (unidad de flujo másico)

**PSA**: Adsorción por cambio de presión (Pressure Swing Adsorption)

**POX**: Oxidación parcial

**ASU**: Unidad de separación de aire

**N<sub>2</sub>**: Nitrógeno

**ATR**: Reformado Autotermico (Autothermal Reforming)

**MWh:** Megawatts por hora (consumo de energía)

**IEA:** Informe de Evaluación Ambiental

**TEG:** Trietilenglicol

**H<sub>2</sub>O:** agua

**GEI:** Gases de efecto invernadero

**PNCC:** Programa Nacional de Cambios Climáticos

**DPP:** Plantas de Ajuste del punto de rocío (Dew Point Plant)

**N:** Número de platos de una determinada columna o torre

**MMpcd:** Millones de pies cúbicos por día

**BPD:** barriles por día (unidad de caudal)

**TM:** Tonelada Métrica (unidad de masa)

**USD:** Dólares americanos

**VAN:** Valor actual neto

**TIR:** Tasa interna de retorno

**TOP:** Tasa de oportunidad o tasa de rentabilidad libre de riesgo

**MMm<sup>3</sup>/d:** Millones de metros cúbicos por día (unidad de caudal)

**ANH:** Agencia Nacional de Hidrocarburos

**SG:** Gravedad específica

**GP:** Corriente de glicol pobre

**GR:** Corriente de glicol rico

**X:** Fracción molar de un componente

## RESUMEN

El dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) es un gas de efecto invernadero que se encuentra de forma natural en la atmósfera. Las actividades humanas aumentaron la concentración atmosférica de CO<sub>2</sub> y de esta manera contribuyeron al calentamiento global del planeta. Las emisiones de CO<sub>2</sub> fueron producidas por la quema de combustible en grandes centrales eléctricas, en motores de automóviles y en sistemas de calefacción. Pero principalmente se produjeron durante la extracción y procesamiento de los recursos hidrocarburíferos (petróleo y gas), razón por la cual surgió la necesidad de buscar tecnologías para la captura del dióxido de carbono y su posterior tratamiento y purificación.

La captura y almacenamiento de dióxido de carbono (CAC) es una de las técnicas que resultó útil para reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> provocadas por las actividades humanas. Esta técnica pudo aplicarse en emisiones que provenían de grandes centrales eléctricas o plantas industriales. Algunas de las tecnologías requeridas para este proceso fueron más avanzadas que otras. A mediados del año 2005 ya se desarrollaron tres proyectos comerciales en los que el CO<sub>2</sub> capturado se almacenó en formaciones geológicas subterráneas, en el marco de proyectos de extracción o procesamiento de gas y petróleo.

Adicionalmente, a lo largo de los años se desarrollaron tecnologías para procesar y purificar el dióxido de carbono para su uso en otras industrias, principalmente en la de bebidas carbonatadas y cerveceras, lo cual se constituyó en una alternativa viable, ya que se evitó el impacto ambiental causado por el dióxido de carbono durante la producción y tratamiento del Gas Natural.

Para el caso específico de Bolivia se pudo evidenciar que las plantas de tratamiento de gas no contemplan en sus unidades de procesos el tratamiento de CO<sub>2</sub>, en la mayoría de los casos simplemente se lo ventea a la atmosfera, lo que supone una emisión directa de este gas al medio ambiente.

Para formular una alternativa que reduzca estas emisiones en las plantas de tratamiento se analizaron las características de cada una de las plantas, priorizando aquellas que contaban una unidad de endulzamiento en su esquema, para así enfocarse solo en el tratamiento de la corriente de dióxido de carbono proveniente de esa unidad y no en su captura, y así lograr su purificación. Para el respectivo tratamiento de CO<sub>2</sub> se diseñó una unidad de purificación aplicado a la Planta de Tratamiento de Gas de Santa Rosa, que al final por la composición de la corriente de entrada sólo tomó en cuenta un proceso de deshidratación por absorción para remover el agua asociada, esperando generar una pureza mayor al 95% para cumplir con los parámetros establecidos de uso posterior del dióxido de carbono en otras áreas.

Para determinar la factibilidad del proyecto se realizó un análisis técnico y económico considerando todos los parámetros necesarios, y de esa manera validar el diseño de la unidad de purificación, la cual podría ser replicada en otras plantas de tratamiento de Gas Natural con características similares.

# CAPÍTULO I

## CONSIDERACIONES GENERALES

### 1.1. INTRODUCCIÓN

La industria petrolera se ha enfocado principalmente en la producción y el tratamiento de petróleo y gas para la obtención de los distintos productos derivados, por lo que en los primeros años de explotación no se interesa en la evaluación de los impactos ambientales que provocaban los distintos procesos asociados al mismo. Sin embargo, en los últimos años, esta situación cambia y cada vez se hace más necesario realizar un análisis de los potenciales daños que ocasionan las distintas actividades petrolíferas al medio ambiente, principalmente aquellas que contribuyen al cambio climático, el cual es el principal problema que la humanidad atraviesa. Es por eso que se hace vital buscar nuevas alternativas, procesos y tecnologías para poder minimizar los impactos ambientales provocados por las distintas actividades hidrocarburíferas. En Bolivia, por el momento existen muy pocas innovaciones para mitigar y/o reducir dichos impactos, generados por la explotación del gas, que es el principal recurso natural que tiene actualmente el país.

El gas natural de Bolivia prácticamente es un “gas dulce”, que no presenta ácido sulfhídrico en su composición, por lo que su tratamiento no requiere una unidad de endulzamiento; sin embargo, en algunos campos se puede apreciar la presencia de dióxido de carbono asociado al gas, componente que puede llegar a ser corrosivo para los distintos equipos de una planta de tratamiento de gas, y además, es un compuesto que está estrechamente relacionado con el cambio climático, ya que es el principal causante del efecto de gas

invernadero. Por lo que es crucial su tratamiento, para poder evitar su emisión directa a la atmósfera.

Actualmente el dióxido de carbono, en la mayoría de los países productores de petróleo, se convirtió en la mejor opción para poder realizar EOR “Enhancement Oil Recovery”, es decir: Recuperación Mejorada de Petróleo. Además, el dióxido de carbono puede ser captado y almacenado en yacimientos agotados lo que ayuda a detener la acumulación atmosférica. E incluso el CO<sub>2</sub> es un aditivo gaseoso en muchas industrias que incluye la fabricación de cerveza, los refrescos y otras bebidas gaseosas. Teniendo en cuenta todas las alternativas en las que se podría usar el dióxido de carbono, se hace indispensable su tratamiento, pero sobretodo su separación de la corriente de gas natural y la purificación del mismo para usos específicos.

## **1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

### **1.2.1. Identificación del Problema**

La explotación del petróleo y el gas en territorio boliviano supone una generación de altas cantidades de dióxido de carbono, no solamente en las corrientes de producción, sino en los posteriores usos y destinos de los mismos, como las termoeléctricas y la industria petroquímica, por lo que se hace imprescindible pensar en estrategias y metodologías para evitar el impacto ambiental que genera este componente, sobre todo porque el CO<sub>2</sub> es el principal causante del incremento del efecto invernadero en el planeta, lo que contribuye al cambio climático, situación que se puede percibir en nuestro país en los últimos años. Afortunadamente existen nuevos procesos y técnicas para poder realizar un tratamiento del dióxido de carbono, para así minimizar sus efectos en el ambiente, la principal está relacionada con la captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>.

### **1.2.2. Formulación del Problema**

Reducir al mínimo la probabilidad de expulsar el dióxido de carbono al ambiente con la implementación de unidades de tratamiento y purificación.

## **1.3. OBJETIVOS**

### **1.3.1. Objetivo General**

Analizar la factibilidad de la implementación de una unidad de tratamiento y purificación de dióxido de carbono en las plantas de tratamiento de gas en Bolivia para evitar su emisión al medio ambiente.

### **1.3.2. Objetivos Específicos**

- Describir los principales impactos medioambientales que genera la emisión del dióxido de carbono.
- Describir las diferentes tecnologías disponibles para la captura, tratamiento y purificación del dióxido de carbono.
- Diseñar una unidad de tratamiento y purificación del dióxido de carbono aplicado a la Planta de Tratamiento de gas de Santa Rosa.
- Simular una unidad de tratamiento y purificación del dióxido de carbono en Aspen Hysys.
- Realizar una evaluación técnica del proyecto y los posibles resultados.
- Definir la factibilidad del proyecto por un análisis del VAN y el TIR.

## **1.4. JUSTIFICACION**

### **1.4.1. Justificación Técnica**

En las plantas de tratamiento de gas natural en Bolivia, el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) se separa y se libera a la atmósfera, acompañado de agua e hidrocarburos. El diseño de una unidad de tratamiento y purificación del dióxido de carbono, la cual se implemente en dichas plantas, se hace necesaria; de tal manera que se evite su emisión a la atmósfera y se pueda utilizar en otras industrias. Haciendo posible de esta manera una reducción del impacto ambiental generado por la Industria Petrolera en el país, como lo vienen haciendo ya otros países, lo cual podría representar un gran antecedente para futuros proyectos.

### **1.4.2. Justificación Social**

La sociedad está convencida que el cambio climático originado por las actividades humanas constituye uno de los mayores desafíos a enfrentar. Considerando nuestro contexto, la mayoría cree que las actividades hidrocarburíferas son las que generan mayor contaminación. Razón por la que, la implementación de una unidad de tratamiento y purificación de CO<sub>2</sub> representaría una señal del compromiso para reducir los impactos medioambientales que la Industria de gas y petróleo tiene con la sociedad.

### **1.4.3. Justificación Económica**

A pesar de la inversión que se tendría que realizar en la implementación de una unidad de tratamiento y purificación en las plantas de tratamiento de gas en Bolivia, el solo hecho de no emitirlo al atmosfera representaría un gran logro para la Industria de gas y petróleo, ya que se evitarían los famosos “impuestos al carbono” por parte de Naciones Unidas, sin considerar que se puede recuperar la inversión vendiendo el CO<sub>2</sub> purificado a otras industrias, especialmente la de bebidas carbonatadas y alimenticias.

#### **1.4.4. Justificación Ambiental**

La inminente preocupación sobre las emisiones de gases de efecto invernadero obliga al sector industrial a desarrollar tecnologías de captura y tratamiento de CO<sub>2</sub>. En el caso concreto de la Industria Petrolera se persigue el objetivo de poder reducir al mínimo los impactos medioambientales generados por las plantas de tratamiento de gas, para así poder generar una confiabilidad con la sociedad de que la energía producida, necesaria para la humanidad, está evitando causar daño al planeta.

### **1.5. ALCANCE**

#### **1.5.1. Alcance Temático**

El presente proyecto se enfocara en el diseño de una unidad de tratamiento y purificación del dióxido de carbono aplicado a la Planta de Tratamiento de gas de Santa Rosa, la cual podría ser implementada también en otras plantas con características similares.

#### **1.5.2. Alcance Geográfico**

La aplicación práctica del presente proyecto se lo hace en la Planta de tratamiento de gas de Santa Rosa, la cual está ubicada en el municipio de Santa Rosa del Sara (latitud -17.10916 y longitud -63.59514), del departamento de Santa Cruz.

## CAPÍTULO 2

### FUNDAMENTOS TEORÍCOS

#### 2.1. GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos ligeros compuesto principalmente de metano, etano, propano, butanos y pentanos. Otros componentes tales como el CO<sub>2</sub>, el helio, el sulfuro de hidrógeno y el nitrógeno se encuentran también en el gas natural. La composición del gas natural nunca es constante, sin embargo, se puede decir que su componente principal es el metano (como mínimo 90%). Posee una estructura de hidrocarburo simple, compuesto por un átomo de carbono y cuatro átomos de hidrógeno (CH<sub>4</sub>). El metano es altamente inflamable, se quema fácilmente y casi totalmente y emite muy poca contaminación. El gas natural no es ni corrosivo ni tóxico, su temperatura de combustión es elevada y posee un estrecho intervalo de inflamabilidad, lo que hace de él un combustible fósil seguro en comparación con otras fuentes de energía. En la Figura 2.1 se pueden observar a los componentes del GN y sus respectivas aplicaciones después de su transformación en productos derivados.

Además, por su densidad de 0,60, inferior a la del aire (1,00), el gas natural tiene tendencia a elevarse y puede, consecuentemente, desaparecer fácilmente del sitio donde se encuentra por cualquier grieta. Según la cantidad y tipos de contaminantes que contenga, el gas puede clasificarse en gas agrio o dulce.

- **Gas agrio:** El gas amargo contiene dióxido de carbono, así como compuestos sulfurosos como sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono y dióxido de azufre. Se considera que el gas es amargo cuando los componentes ácidos se encuentran fuera de las especificaciones de uso y/o según regulaciones ambientales.

- **Gas dulce:** Es aquel gas libre de compuestos sulfurosos y de dióxido de carbono. Lleva este nombre ya que le han sido retirados los componentes ácidos, y están en concentraciones de acuerdo a las especificaciones de uso y/o según regulaciones ambientales

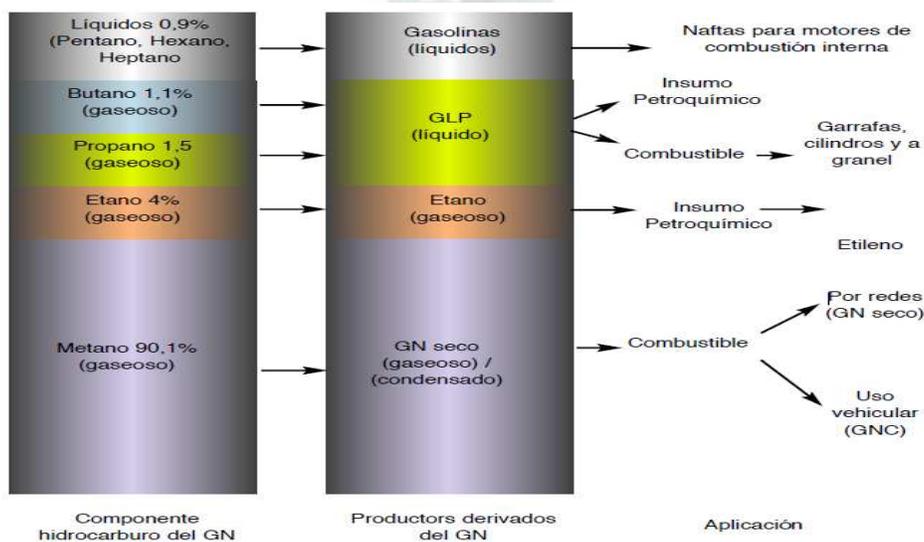
La composición promedio del gas natural en Bolivia se puede apreciar en la Tabla 2.1.

**Tabla 2.1.** Composición del Gas Natural Boliviano

COMPONENTE	FM	%
Metano	CH <sub>4</sub>	90,36
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,17
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,57
Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,19
Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,63
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	1,14
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0,94
Ácido sulfhídrico	H <sub>2</sub> S	0

**Fuente:** Valdez Rafael A., Tópicos de la Industria Petrolera en Bolivia – Perspectivas, UCB (2008)

**Figura 2.1.** El Gas Natural como energía



**Fuente:** Valdez Rafael A., Tópicos de la Industria Petrolera en Bolivia – Perspectivas, UCB Bolivia (2008)

## 2.2. PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

Algunas de las propiedades más comunes del gas natural son las siguientes:

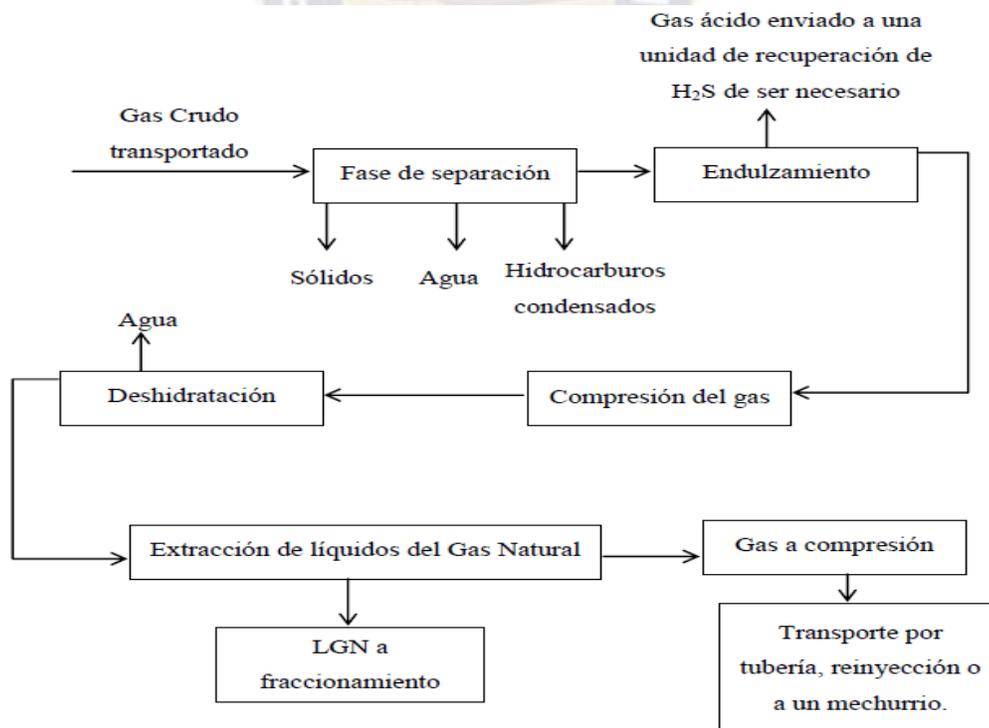
- El gas natural para su utilización doméstica no necesita almacenamiento y en consecuencia no se manipulan recipientes (se elimina la conexión y desconexión frecuentes), disminuyéndose el riesgo casi en un 100%.
- La distribución del gas natural, no atenta contra la estructura de las ciudades, porque la distribución se realiza por medio de tuberías enterradas en el suelo.
- El gas natural normalmente no tiene color, olor ni sabor sin embargo para la distribución se recomienda adicionar odorante o colorante que permite detectar la presencia de aquel en caso de fugas.
- El gas natural produce una llama inmediata y directa sin ninguna transformación previa.
- El gas natural permite una fácil medición y regulación.
- Siempre permanece gaseoso, el gas natural siempre es permanente. Significa que, aunque se aplique mucha presión en condiciones normales de temperatura (alrededor de 15°C), no cambia su estado, es decir, permanecerá como gas. Sin embargo es posible licuarlo al disminuir la temperatura a niveles que pueden alcanzar los -161°Celsius, cambiando a estado líquido transformándose en GNL (gas natural licuado) para poder transportarlo a lugares que no estén conectados por gaseoductos. Luego el gas natural licuado es bombeado al área de regasificación, donde se realiza el proceso de vaporización, por el cual el GNL se transforma nuevamente en gas natural e inyectado a la red de gaseoductos para abastecer a los clientes residenciales.
- El gas natural es económico, ya que al encontrarse en estado natural no requiere grandes procesos de transformación previa al uso.

- El gas natural se usa en todas las actividades que necesitan combustión tanto en el sector industrial, comercial, artesanal, domestico, como ser; la generación de vapor, producción de agua caliente, calefacción, cocción de alimentos, etc.

### 2.3 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

De acuerdo a Gutiérrez Jenny el gas natural para ser transportado por un sistema de tuberías, debe pasar por un proceso de tratamiento y acondicionamiento para separarlo de los compuestos condensados, no condensados, gases ácidos y agua. En la siguiente Figura 2.2 se muestra una secuencia típica del procesamiento que debe hacerse al gas natural antes de su disposición final.

**Figura 2.2.** Resumen de los Procesos de Tratamiento y Acondicionamiento de Gas Natural



**Fuente:** Gutiérrez Jenny A., Simulación En Hysys Y Predimensionamiento de los Equipos Mayores en una Planta Endulzadora de Gas con MEA, Venezuela (2016)

Cada etapa del diagrama de bloques mostrado en la Figura 2.2 representa una serie de equipos y especificaciones necesarias para remover impurezas del gas. En la primera etapa se lleva a cabo la separación física de mediante el uso de un separador, obteniendo comúnmente como productos gas, hidrocarburos condensados, agua líquida y sólidos. Luego de esto se pasa a la etapa de endulzamiento del gas, donde se busca remover impurezas como el  $\text{CO}_2$ , el  $\text{H}_2\text{S}$  y compuestos derivados del azufre. El gas removido es conocido como gas ácido y el gas que sale purificado es considerado gas dulce. El gas dulce es enviado a comprimir a presiones entre 300 psig (2068,43 kPa) y 400 psig (2757,91 kPa) controlando también el punto de rocío del agua para evitar la formación de hidratos en el proceso. Para minimizar la formación de hidratos se pasa el gas por un proceso de deshidratación.

La recuperación de hidrocarburos líquidos del gas se logra enfriándolo y produciendo la condensación de los compuestos pesados que se quieren obtener, los cuales tienen un alto valor comercial. Posteriormente, si el gas que se produjo tiene presiones más bajas a las requeridas en las líneas de tuberías para su transporte, se comprime para entonces ser enviado a distribución, a reinyección o al mercurio.

#### **2.4. SECUENCIA DE PROCESAMIENTO DEL GN**

Según Santillana Jaime y Salinas Julia el gas natural obtenido que entra a las baterías de separación está constituido por metano y proporciones variables de otros hidrocarburos que pueden ser etano, propano, butanos y condensados constituidos por pentano y fracciones más pesadas y por contaminantes diversos.

La primera etapa del procesamiento lo constituye la recepción del gas y condensados y la separación física inicial de líquido y gas.

Esto se realiza en un separador de fases bifásico o trifásico o en una batería de separadores bifásicos y trifásicos operando a diferentes condiciones de presión y temperatura. Estas plantas iniciales de separación pueden contener unos equipos especiales denominados slug cáchers que sirven para separar los slugs que pudieran llegar desde los campos en una fase gaseosa, una fase líquida y una fase acuosa.

Los Líquidos de Gas Natural obtenidos en esta primera etapa de separación se pueden enviar a un proceso denominado como Estabilización de Condensados que tiene por objetivo preparar (mediante procesos de separación físicos) estos Condensados para que salgan del Límite de Baterías de la Planta de Procesamiento como Condensados en especificación. Cada Planta de Procesamiento de gas por razones comerciales y de seguridad tiene sus propias especificaciones para sus productos que son gas seco y los condensados que son enviados por poliductos u otros medios a las Plantas de Fraccionamiento.

El gas en la Planta de Procesamiento puede pasar por uno o más de los siguientes procesos: Deshidratación o remoción del vapor de agua para prevenir la formación de sólidos hidrocarburo / agua llamados hidratos y la corrosión de la tubería de transporte y de los equipos de procesamiento. La deshidratación con glicol suele realizarse en la mayoría de los casos. También por la eliminación de compuestos ácidos ( $H_2S$  y  $CO_2$ ) debido a sus propiedades corrosivas que afectarían a los ductos de transporte y a los usuarios finales. En caso de emplearse estos procesos, el gas alimentado se denomina “amargo”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce generalmente como “endulzamiento”.

Las tecnologías disponibles para el endulzamiento son: Absorción en soluciones con Amina; Proceso con carbonatos; Absorbentes en lecho sólido; Absorción Física, Adsorción química. Los principales procesos son Absorción de Gases y Adsorción.

La remoción de mercurio cuando está presente en el gas y finalmente (de manera opcional) la remoción del nitrógeno contenido en el gas cuando se requiere incrementar el poder calorífico del gas y a la vez disminuir el volumen de gas a ser transportado.

Una vez tratado el gas, debe ser separado en una fase vapor y una fase líquida en la que se busca la recuperación y separación de etano y/o propano y los hidrocarburos licuables más pesados, presentes en el gas, mediante alguna tecnología apropiada.

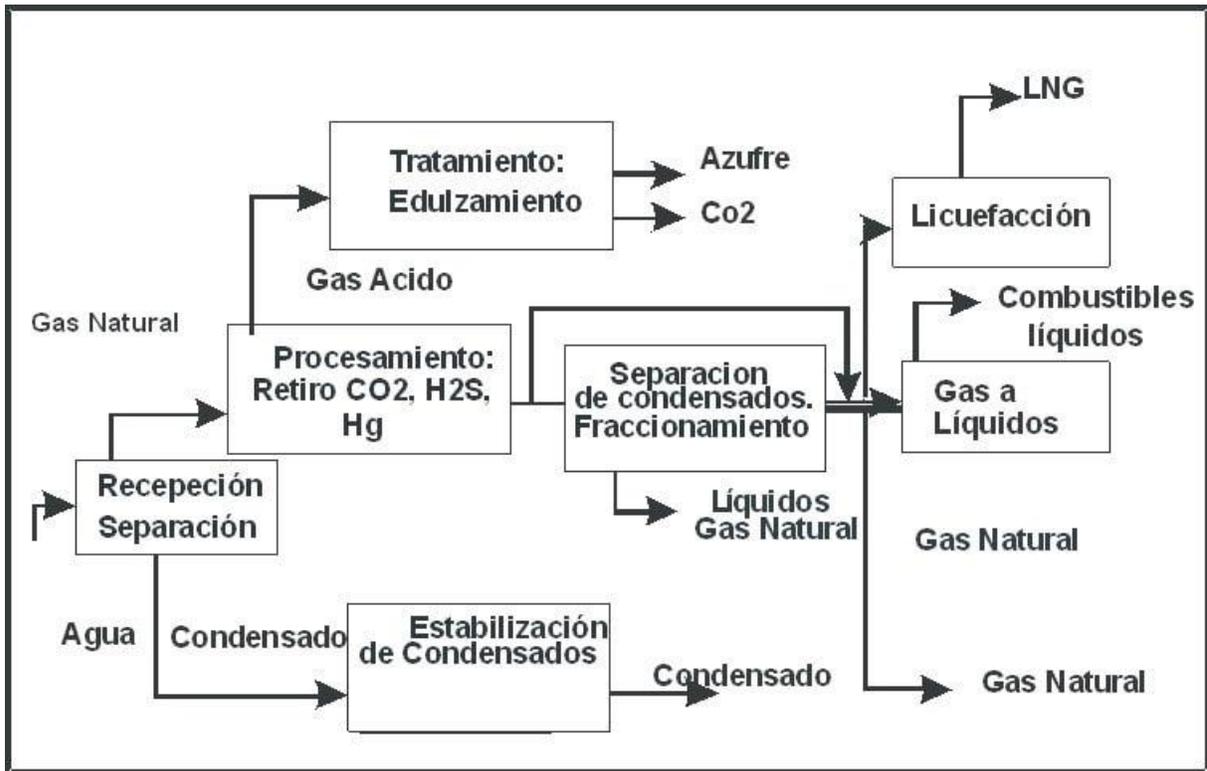
En la actualidad, para los procesos de recuperación de etano y/o propano e hidrocarburos más pesados, se dispone de las siguientes tecnologías:

- Refrigeración Simple.
- Refrigeración en Cascada.
- Absorción Simple.
- Absorción Refrigerada.
- Absorción Mejorada.
- Turbo Expansión Criogénica.

A continuación, de la separación del gas en una fracción en fase vapor y una en fase líquida, el gas seco se envía por medio de gasoductos a los mercados donde se le comercializa mientras que los Líquidos del Gas Natural (LGN o condensados) se suelen enviar a Plantas de Fraccionamiento donde los hidrocarburos líquidos se separan unos de otros, obteniéndose corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina natural. En ocasiones también resulta conveniente separar el isobutano del n-butano para usos muy específicos.

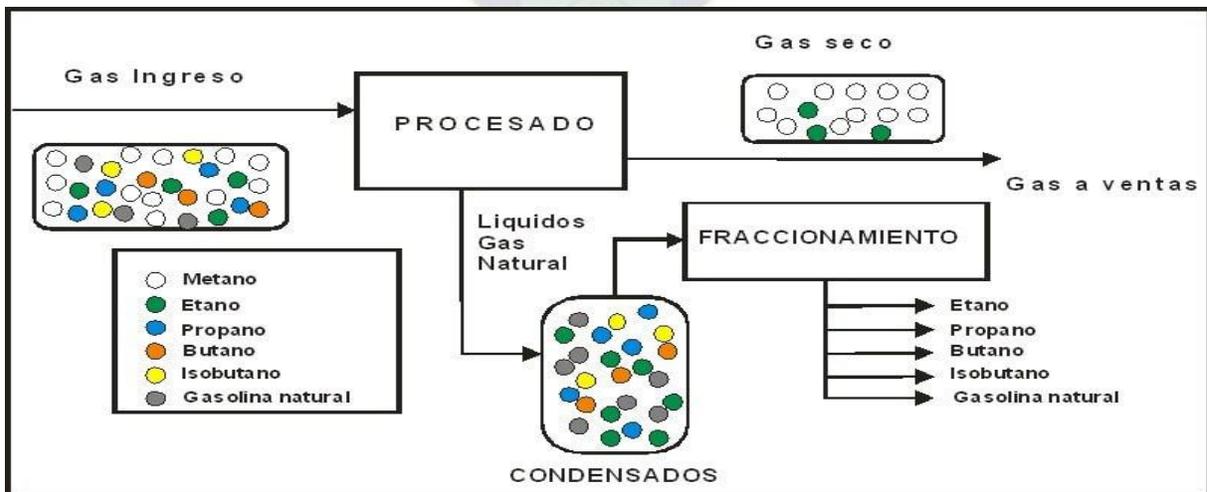
Las figuras 2.3 y 2.4 muestran los diversos procesos que se pueden aplicar al gas natural

Figura 2.3. Tratamiento del Gas Natural



Fuente: Santillana Jaime y Salinas Julia, Ingeniería de procesos en la industria de gas natural y condensados, Ssecoconsulting, Perú (2019)

Figura 2.4. Procesamiento del Gas Natural



Fuente: Santillana Jaime y Salinas Julia, Ingeniería de procesos en la industria de gas natural y condensados, Ssecoconsulting, Perú (2019)

### **2.4.1. Objetivos del Procesado del Gas Natural**

Cuando se diseña una Planta de Procesamiento de Gas Natural, se debe tener en consideración que usualmente la remoción de contaminantes está determinada por los requisitos aguas abajo, tanto para el gas seco como para los condensados.

Desde el inicio de la industria del gas natural fue muy claro que el tratamiento y procesamiento del gas natural estaban regidos por la necesidad de transportar el gas natural y sus condensados hasta un mercado específico y satisfacer en dicho mercado necesidades específicas de los consumidores del gas y los condensados. Es claro también, que de manera general los requisitos de remoción, tratamiento y separación de gas y condensados están determinados por los requisitos aguas abajo (gasoductos, plantas de fraccionamiento, plantas de licuefacción gas natural, plantas de gas a líquidos, etc.) y por la economía (margen etano como gas seco versus etano como insumo petroquímico, margen gas de alto poder calorífico versus margen de gas y líquidos de gas natural, etc.). Estos requerimientos pueden ir desde simplemente cumplir una especificación de transporte de gas en gasoductos o hasta el extremo de que sea posible obtener una máxima recuperación de etano para alimentar plantas de etileno con los condensados de gas natural.

Las fuerzas motrices que guían las configuraciones de recolección, tratamiento y separación de gas natural son las siguientes: la localización, es decir dónde está el gas y donde están los mercados; cuales productos se pueden suministrar a dichos mercados; cuales son las especificaciones para dichos productos; calidad del gas y sus características, es decir los contaminantes del gas ( $H_2S$  y  $CO_2$ ) y la cantidad de hidrocarburos condensables en el gas, las condiciones de recolección del gas, y la presión disponible para el gas.

Finalmente, hay que analizar la economía global para la recolección y el procesado, al hacerlo hay que tomar en cuenta las condiciones actuales y condiciones futuras en los mercados, contratos presentes y futuros, márgenes relativos del gas seco frente al petróleo, márgenes de los líquidos del gas natural frente a los insumos petroquímicos, etc.

A manera de ejemplo, si sólo se desea transportar el gas a un sistema público de gasoductos, se debe cumplir con que el gas tenga un porcentaje mínimo de metano, mayor al 70% y contenidos máximos de condensados etano (10%), propano (5%) y butano (2%), así como contenidos máximos de contaminantes: dióxido de carbono (3%), sulfuro de hidrógeno (5 mg/m<sup>3</sup>); además el gas debe estar libre de líquidos ya sea libre a condiciones de transporte del gasoducto. Cuando se prepara gas natural para su posterior licuefacción el gas debe cumplir las siguientes restricciones: el contenido de dióxido de carbono debe ser menor a 100 ppm para evitar el congelamiento de equipos, el contenido de sulfuro de hidrógeno debe ser menor a 4 ppm, el contenido de agua debe ser menor a 1 ppm y el contenido de mercurio debe ser menor a 1 µg/Nm<sup>3</sup> para evitar la corrosión en los intercambiadores de aluminio presentes en las plantas de gas natural licuefactado.

De manera general cada aplicación de procesamiento debe cumplir criterios de diseño para lograr rentabilidad, estos criterios dependerán de las características del gas disponible y de los mercados específicos para el gas y los condensados.

En la recuperación de condensados se tienen los siguientes parámetros importantes: presión del gas, contenido de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), contenido de condensados, porcentajes de recuperación de cada uno de los condensados esperados, especificaciones de líquidos y condensados: etano, propano, butano, gasolina natural.

Las especificaciones del gas seco y de los Líquidos del Gas Natural varían mucho y se negocian entre compradores y vendedores. Estas especificaciones impactan en el procesado del gas natural. A diferencia de los procesos en los que se busca la máxima recuperación de propano y compuestos más pesados, la recuperación de etano y compuestos más pesados está impulsada por el diferencial entre el precio del gas seco conteniendo el etano en el (lo que agrega poder calorífico al gas seco) y el precio del etano como producto químico para luego ser comercializado para su posterior pirolisis etileno (petroquímico básico). Por supuesto que es necesario que exista un mercado para el etano como insumo químico para poder evaluar la opción de su separación ya que no existe un mercado spot de etano.

A veces es necesario purificar el metano para su empleo como materia prima petroquímica o producir etano petroquímico. Estas consideraciones de mercado establecen configuraciones de proceso muy diferentes para el tratamiento y separación del gas natural y los condensados.

## **2.5. PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS EN BOLIVIA**

Las plantas de tratamiento de gas existentes en Bolivia tienen en sus esquemas de procesos diferentes unidades, que están en función de la corriente de gas a tratar. Es decir, el tipo de planta de tratamiento toma en cuenta la composición del gas del respectivo campo. En el territorio boliviano se cuenta con 20 Plantas de Tratamiento de Gas en funcionamiento, operadas por diferentes compañías, como se muestra en la Tabla 2.2. La mayoría de estas plantas son del tipo de ajuste del punto de rocío, aunque se tienen algunas que son del tipo criogénico y otras de absorción y separación primaria. Además en la Tabla 2.2 se muestran los nombres y las características principales de las plantas:

**Tabla 2.2.** Características de las Plantas de Tratamiento de Gas en Bolivia

<b>OPERADORAS</b>	<b>PLANTAS</b>	<b>TIPO DE PLANTA</b>	<b>CAPACIDAD (MMPCD)</b>	<b>PRODUCCIÓN GASOLINA/GLP</b>
YPFB ANDINA	PLANTA YAPACANI	DEW POINT	128	Gasolina
	PLANTA RÍO GRANDE	ABSORCIÓN	180	GLP y Gasolina
	PLANTA SIRARI	DEW POINT	50	Gasolina
YPFB CHACO	PLANTA CARRASCO	CRIOGÉNICA	70	GLP y Gasolina
	PLANTA SANTA ROSA	DEW POINT	60	Ninguno
	PLANTA PERCHELES	DEW POINT	40	Ninguno
	PLANTA VUELTA GRANDE	CRIOGÉNICA	100	GLP y Gasolina
	PLANTA SAN ROQUE	DEW POINT	30	Gasolina
	PLANTA CAIGUA	SEPARACIÓN PRIMARIA	20	Ninguno
REPSOL E&P BOLIVIA	PLANTA MARGARITA	DEW POINT	635	Gasolina
	PLANTA PALOMA	CRIOGÉNICA	40	GLP y Gasolina
PETROBRAS	PLANTA COLPA	DEW POINT MODIFICADA	50	GLP y Gasolina
	PLANTA SÁBALO	DEW POINT	745	Gasolina
	PLANTA SAN ALBERTO	DEW POINT	466	Gasolina
PLUSPETROL	PLANTA TACOBO	DEW POINT	100	Gasolina
	PLANTA TAJIBO	DEW POINT	10	Ninguno
VINTAGE	PLANTA NARANJILLOS	DEW POINT	50	Gasolina
	PLANTA PORVENIR	DEW POINT	120	Ninguno
TOTAL	PLANTA INCAHUASI	DEW POINT	254	Gasolina
SHELL BOLIVIA	PLANTA LA VERTIENTE	DEW POINT	100	Gasolina

**Fuente:** Adaptado de Agencia Nacional de Hidrocarburos, Fichas técnicas de las plantas que operan en Bolivia, ANH (2017)

De la anterior tabla se puede evidenciar que en el país se tienen más plantas de Dew Point (Ajuste del punto de rocío) debido a que el gas natural boliviano está asociado al condensado (del que se obtiene GLP (Gas Licuado de Petróleo) y gasolina), y es importante su recuperación.

### **2.5.1. Plantas de Ajuste de Punto de Rocío de Hidrocarburos (Plantas Dew Point)**

En la industria del gas natural existen diferentes procesos para ajustar el punto de rocío de hidrocarburos, el más utilizado es el de enfriamiento mecánico del gas en un intercambiador de calor (Chiller) usando propano como refrigerante. En este proceso, la corriente de gas natural se enfría con un sistema de refrigeración externo, con propano, y luego los líquidos condensados se retiran en un separador a baja temperatura y se estabilizan en una columna. Un simple sistema de refrigeración de propano proporciona refrigeración a temperaturas de hasta -40 F.

- **Características generales**

Si el contenido de hidrocarburos pesados del gas a tratar es relativamente alto se requerirá ajustar su punto de rocío de hidrocarburos para venderlo y/o para obtener mayores ingresos por la producción de gasolina. Los procesos de ajuste de punto de rocío recurren a la regeneración de bajas temperaturas para producir la condensación de los hidrocarburos pesados. Si bien, en una comparación global, esto desfavorecerá a los procesos de endulzamiento que calientan el gas, esta diferencia entre procesos no llega a ser un factor determinante. Por ejemplo, en el caso de las membranas, un valor típico de calentamiento es aproximadamente 10°C por encima del punto de rocío del gas de residuo; en el caso de un procesos de aminas, este valor se encuentra entre 5 y 15°C, pudiendo llegar hasta 30°C. Esta diferencia se compensa instalando un aeroenfriador entre la unidad de endulzamiento y la de ajuste de punto de rocío. El módulo Dew Point es un sistema de tratamiento de gas a través del cual se obtiene el punto de rocío para que no se formen líquidos. El procesamiento permite obtener el gas en su punto ideal con adecuada temperatura y presión conforme al requerimiento del operador de transporte.

## 2.6. DIÓXIDO DE CARBONO

El dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) es un gas incoloro, denso y poco reactivo. Forma parte de la composición de la tropósfera (capa de la atmósfera más próxima a la Tierra) actualmente en una proporción de 350 ppm. (Partes por millón). Su ciclo en la naturaleza está vinculado al del oxígeno. El balance del dióxido de carbono es sumamente complejo por las interacciones que existen entre la reserva atmosférica de este gas, las plantas que lo consumen en el proceso de fotosíntesis y el transferido desde la tropósfera a los océanos.

El aumento del contenido de dióxido de carbono que se verifica actualmente es un componente del cambio climático global, y posiblemente el mejor documentado. Desde mediados del siglo XIX hasta hoy, el aumento ha sido de 80 ppm. El análisis de gases retenidos en muestras de hielo obtenidas a distintas profundidades en Antártida y Groenlandia, ha permitido conocer la concentración de dióxido de carbono atmosférico y de otros gases del llamado efecto invernadero (mostrados en la Figura 2.5), durante por lo menos los últimos 150.000 años. Estas concentraciones han variado en la escala temporal de las glaciaciones, con concentraciones bajas durante los períodos glaciales (temperaturas bajas) y relativamente altas durante los períodos interglaciares (temperaturas altas), con transiciones rápidas tanto en la variación de la temperatura como de la concentración de dióxido de carbono. A partir de la misma fuente de información, las burbujas de gas retenidas en hielos de diferentes edades, se ha comprobado que el actual incremento de la concentración de dióxido de carbono se superpone a la variación esperada del mismo y los niveles alcanzados superan a los registrados en el pasado, siendo el aumento sustancial y acelerado durante los últimos 160 años e indudablemente causado por la actividad humana.

Se estima que este aumento es causado por una concurrencia de factores entre los cuales el uso de combustibles fósiles (carbón, petróleo y derivados, gas) y las quemas con fines agrícolas pueden señalarse como los más significativos. Se calcula que este aumento del nivel de dióxido de carbono ocasione cambios climáticos considerables.

### **2.6.1. Emisiones de Dióxido de Carbono**

El dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) es el principal gas de efecto invernadero que se emite a raíz de las actividades del ser humano. En el año 2017, el CO<sub>2</sub> representó aproximadamente el 81,6% de todas las emisiones de gases de efecto invernadero a raíz de las actividades del ser humano.

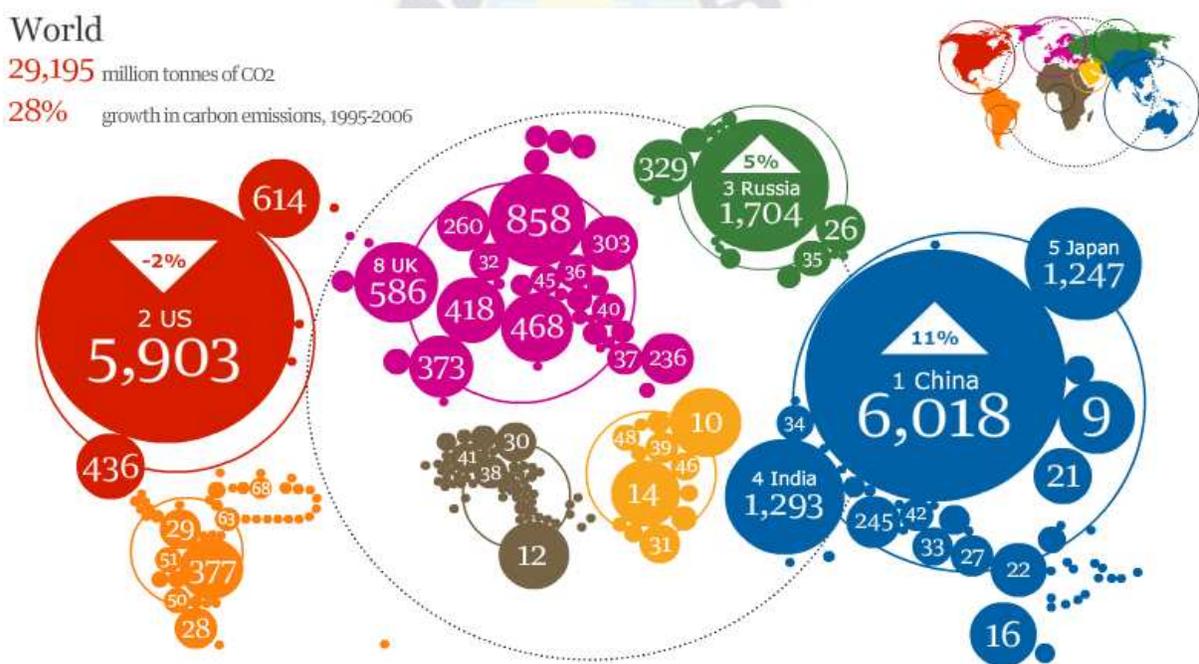
El dióxido de carbono se hace presente de manera natural en la atmósfera como parte del ciclo del carbono de la Tierra (la circulación natural de carbono entre la atmósfera, los océanos, la tierra, las plantas y los animales). Las actividades del ser humano están alterando el ciclo del carbono: tanto porque suman más CO<sub>2</sub> a la atmósfera como influenciando la capacidad de los disipadores naturales (como los bosques) para eliminar el CO<sub>2</sub> de la atmósfera e influyendo sobre la capacidad de las tierras para almacenar carbono. Si bien las emisiones de CO<sub>2</sub> provienen de diversas fuentes naturales, las emisiones relacionadas con las actividades del ser humano son las responsables del aumento que se ha registrado en la atmósfera desde la revolución industrial.

La principal actividad del ser humano que emite CO<sub>2</sub> es la combustión de combustibles fósiles (carbón, gas natural y petróleo) para generar energía y con fines de transporte, aunque ciertos procesos industriales y cambios en el uso de la tierra también emiten CO<sub>2</sub>. A continuación se describen las principales fuentes de emisiones de CO<sub>2</sub>:

- **Transporte:** La combustión de combustibles fósiles como la gasolina y el diésel para transportar personas y mercancías fue la fuente de emisiones de CO<sub>2</sub> más grande en el año 2017, aproximadamente el 34,2% del total de emisiones de CO<sub>2</sub> y el 27,7% del total de las emisiones de gases de efecto invernadero. Esta categoría incluye fuentes vinculadas al transporte como vehículos de carretera, viajes en avión, transporte marítimo y ferrocarril.
- **Electricidad:** La electricidad es una significativa fuente de energía y se utiliza en casas, empresas e industrias. En el año 2017, la combustión de combustibles fósiles para generar electricidad fue la segunda fuente más grande de emisiones de CO<sub>2</sub>, aproximadamente el 32,9% del total de emisiones de CO<sub>2</sub> y el 26,7% del total de emisiones de gases de efecto invernadero. Según el tipo de combustible fósil que se utilice para generar electricidad se emitirán diferentes cantidades de CO<sub>2</sub>. Para producir una determinada cantidad de electricidad, quemar carbón generará más CO<sub>2</sub> que el petróleo o el gas natural.
- **Industria:** Muchos procesos industriales emiten CO<sub>2</sub> a través del consumo de combustibles fósiles. Varios procesos también producen emisiones de CO<sub>2</sub> a través de reacciones químicas sin combustiones; por ejemplo: la producción y el consumo de productos minerales como el cemento, la producción de metales como el hierro y el acero y la producción de sustancias químicas. La combustión de combustibles fósiles de diversos procesos industriales representó aproximadamente el 15,4% del total de emisiones de CO<sub>2</sub>. Además, se debe considerar que en muchos procesos industriales también se utiliza electricidad y, en consecuencia, causan indirectamente las emisiones propias de la producción de electricidad.

El dióxido de carbono se intercambia constantemente entre la atmósfera, los océanos y la superficie cubierta por tierra ya que es producido y absorbido a la vez por muchos microorganismos, plantas y animales. Sin embargo, las emisiones y la eliminación de CO<sub>2</sub> que se registran a raíz de estos procesos naturales tienen a equilibrarse, sin los impactos antropogénicos. Como la Revolución Industrial comenzó aproximadamente en 1750, las actividades del ser humano han contribuido sustancialmente al cambio climático porque han incorporado CO<sub>2</sub> y otros gases que atrapan el calor a la atmósfera.

**Figura 2.5.** Emisiones mundiales de CO<sub>2</sub>, por países.



**Fuente:** Cámara Ángel, Captura y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>, España (2006)

### 2.6.2. Emisión Histórica de Co<sub>2</sub> en Bolivia

Está claro que actualmente el pueblo boliviano está produciendo muchas más emisiones de las que la tierra boliviana es capaz de absorber. Según los datos del PNCC (Programa Nacional de Cambios Climáticos), el territorio boliviano absorbió 18,27 megatoneladas de CO<sub>2</sub> o 16,6% de las emisiones bolivianas en el 2004.

Sin embargo, para examinar la cuestión de una "deuda de emisiones" hay que examinar tanto las emisiones históricas como la absorción histórica de esas emisiones, las cuales se resumen en la Figura 2.6. Basado en el CO<sub>2</sub> absorbido en el año 2004, se puede hacer un cálculo aproximado de la absorción histórica de Bolivia. Considerando que 14,1% de la cuenca amazónica boliviana ha sido deforestada y mucho suelo altoandino ha sido degradado, se añade 15% extra absorción por año en el pasado. Así se puede calcular en forma muy cruda que el territorio boliviano ha absorbido 5,3 gigatoneladas de CO<sub>2</sub> entre 1751 y 2004 (el valor exacto es de 5,2599 gigatoneladas, como se puede apreciar en la Figura 2.6).

No se puede calcular las emisiones históricas de Bolivia, pero hay mucha evidencia para sugerir que había emisiones significativas en el pasado boliviano. La idea de una deuda de emisiones está basada en la distribución equitativa de emisiones por población, entonces se debe de enfocar más en las emisiones y absorción histórica per cápita. La población boliviana se mantuvo pequeña, por lo que las emisiones per cápita probablemente fueron altas. Si bien la pequeña población boliviana había causado mucha destrucción de bosques nativos y suelos, y había criado muchos rumiantes, que produjeron GEI por su fermentación entérica y estiércol, estas altas emisiones per cápita fueron acompañadas por alta absorción de CO<sub>2</sub> per cápita.

**Figura 2.6.** Absorción histórica de CO<sub>2</sub> en Bolivia

Año	CO <sub>2</sub> absorbido (MTn)	Población boliviana	Ton. CO <sub>2</sub> por persona
1751	21,0		
1846	21,0	1.378.896	15,2
1900	21,0	1.633.610	12,9
1950	21,0	3.091.031	6,8
1976	19,7	4.647.816	4,2
1992	18,9	6.420.792	2,9
2001	18,4	8.274.325	2,2
2004	18,3	8.982.917	2,0
Total 1751-2004	5.259,9		

**Fuente:** Batto Amos B., La problemática de las emisiones de gases de efecto invernadero en Bolivia, (2014)

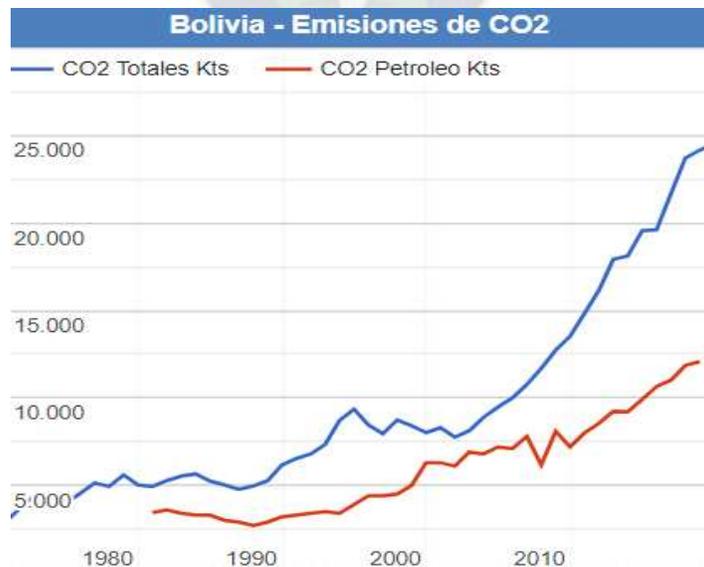
### 2.6.3. Emisiones de CO<sub>2</sub> en la Actualidad

En Bolivia las emisiones de CO<sub>2</sub> durante 2019 han crecido 343 kilotoneladas, un 1,42% respecto a 2018. Las emisiones de CO<sub>2</sub> en 2019 han sido de 24.512 kilotoneladas (Figura 2.7), con lo que Bolivia es el país número 100 del ranking de países por emisiones de CO<sub>2</sub>, formado por 184 países, en el que se ordenan los países de menos a más contaminantes.

Además de sus emisiones totales de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, que lógicamente dependen entre otras variables de la población del país, es conveniente analizar el comportamiento de sus emisiones per cápita. Las emisiones per cápita de CO<sub>2</sub>, que no han variado en el último año, han sido de 2,15 toneladas por habitante en 2019.

Por último, es interesante observar el comportamiento de las emisiones de CO<sub>2</sub> por cada 1000 dólares de PIB, que mide, para un mismo país, la "eficiencia medioambiental" con la que se produce a lo largo del tiempo. En el último periodo Bolivia ha emitido 0,24 kilos por cada 1000\$ de PIB, una cifra menor que en 2018.

**Figura 2.7.** Emisiones de CO<sub>2</sub> en Bolivia



Fuente: <https://datosmacro.expansion.com/energia-y-medio-ambiente/emisiones-co2/bolivia>

#### **2.6.4. Emisiones de CO<sub>2</sub> de la Industria Petrolera**

Entre estas emisiones, sobresalen las emisiones de dióxido de carbono, provenientes de la combustión, las cuales resultan de la liberación durante este proceso, del carbono contenido en el combustible. Durante el proceso de combustión, la mayoría del carbono es emitido como CO<sub>2</sub> inmediatamente, sin embargo por la combustión incompleta, parte del carbono es emitido como monóxido de carbono (CO), metano (CH<sub>4</sub>) o compuestos orgánicos volátiles diferentes del metano, todos los cuales posteriormente se oxidan a CO<sub>2</sub> en la atmósfera en un periodo de pocos días hasta 12 años. El no oxidado no se contabiliza en las emisiones, ya que este se libera en forma de material particulado, hollín o cenizas. Además, durante los procesos de combustión se emiten cantidades de óxido nitroso (N<sub>2</sub>O), óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), los cuales, en conjunto con los otros gases diferentes del CO<sub>2</sub>, dependen de varios factores interrelacionados como las condiciones de combustión, la tecnología, las normas nacionales de control de emisiones y las características de cada uno de los combustibles.

Las emisiones fugitivas ocurren de manera no planificada o deliberada y son adicionales a las emisiones por combustión. Ocurren como resultado de emisiones intencionales o no intencionales de gases provenientes de actividades antropogénicas, relacionadas con la exploración, producción, procesamiento, transmisión, almacenamiento y uso de combustibles, e incluyen emisiones provenientes de la combustión, solamente si ellas no están relacionadas con actividades productivas (por ejemplo quema de gas natural en las unidades de producción de petróleo y gas natural). Las más significantes emisiones en esta categoría son las de metano, provenientes de los sistemas de petróleo y gas natural, pero también existen emisiones de otros gases como el CO<sub>2</sub>, el N<sub>2</sub>O, el CO, los NO<sub>x</sub> y el SO<sub>2</sub>, que se generan como fugas o como emisiones subproducto de los sistemas energéticos.

### 2.6.5. Emisiones de CO<sub>2</sub> de las Plantas de Tratamiento de Gas en Bolivia

Debido a la falta de cifras exactas de la emisión de dióxido de carbono a la atmósfera por parte de las plantas de tratamiento de gas en Bolivia, se hará una inferencia de datos en función del inventario de emisiones de CO<sub>2</sub> 2012 UN Bolivia, realizado por REPSOL; donde se detalla la emisión directa de CO<sub>2</sub> de la Planta de Tratamiento Margarita con las instalaciones de EPF (Early Production Facility) y CPF (Central Production Facility). Los datos de las emisiones para el año 2012, se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla 2.3.** Emisiones equivalentes de CO<sub>2</sub> de la Planta Margarita

<b>Instalación</b>	<b>Fuente</b>	<b>Emisiones equivalentes (tCO<sub>2</sub>equiv)</b>	<b>Total emisiones (tCO<sub>2</sub>equiv)</b>
Planta EPF	Emisiones de combustión	19362	52686
Planta CPF	Emisiones de Combustión	33324	

**Fuente:** Adaptado de Repsol, Inventario de CO<sub>2</sub> UN Bolivia: Área de contrato de Caipipendi (2012)

De la Tabla 2.3 se tienen los datos de emisiones para el año 2012, donde según el documento de inventario la producción de las dos instalaciones de la planta se procesaban 9,5 MMm<sup>3</sup>/d lo que equivale a 335,5 MMpcd. Considerando los parámetros de producción y la emisión de la planta de Margarita se inferirán los valores de las emisiones de las demás plantas que no realizan tratamiento del dióxido de carbono y que generen una emisión directa por una regla de tres. Las plantas que realizan la emisión directa, de acuerdo a las fichas técnicas de la Agencia Nacional de Hidrocarburos son: la Planta Santa Rosa, la Planta Sábalo, la Planta San Alberto, la Planta Itau, la Planta Tacobo y la Planta Carrasco; las cuales presentan unidades de aminas, donde las corrientes removidas de dióxido de carbono son llevadas a venteo. El procedimiento de cálculo es el siguiente:

- Para la Planta Santa Rosa que tiene una producción de 60 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 60 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{60 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 9422,235 \text{ toneladas de CO}_2$$

- Para la Planta Sábalo que tiene una producción de 745 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 745 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{745 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 116992,757 \text{ toneladas de CO}_2$$

- Para la Planta San Alberto que tiene una producción de 466 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 466 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{466 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 73179,3621 \text{ toneladas de CO}_2$$

- Para la Planta Itaú que tiene una producción de 200 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 200 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{200 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 31407,4516 \text{ toneladas de CO}_2$$

- Para la Planta Tacobo que tiene una producción de 100 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 100 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{60 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 15703,7258 \text{ toneladas de CO}_2$$

- Para la Planta Carrasco que tiene una producción de 70 MMpcd:

*Para 335,5 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de 52686 toneladas de CO<sub>2</sub>*

*Para 70 MMpcd → se tiene una emisión equivalente de X toneladas de CO<sub>2</sub>*

$$X = \frac{70 \text{ MMpcd} * 52686 \text{ toneladas de CO}_2}{335,5 \text{ MMpcd}}$$

$$X = 10992,608 \text{ toneladas de CO}_2$$

Considerando que 1 tonelada también se lo representa como tonelada métrica, es decir TM; además que el valor total de la emisión es para un periodo de un año. Los resultados correspondientes, para las Plantas de Tratamiento de Gas, se muestran en la Tabla 2.4:

**Tabla 2.4.** Emisiones de CO<sub>2</sub> de la Plantas de Tratamiento de Gas de Bolivia

<b>PLANTAS</b>	<b>TIPO DE PLANTA</b>	<b>CAPACIDAD (MMpcd)</b>	<b>EMISIÓN DE CO<sub>2</sub> (TM/año)</b>
PLANTA SANTA ROSA	DEW POINT	60	9422,23547
PLANTA SÁBALO	DEW POINT	745	116992,757
PLANTA SAN ALBERTO	DEW POINT	466	73179,3621
PLANTA TACOBO	DEW POINT	100	15703,7258
PLANTA ITAU	DEW POINT	200	31407,4516
PLANTA CARRASCO	DEW POINT	70	10992,608
<b>EMISIÓN TOTAL DE CO<sub>2</sub> (TM/año)</b>			<b>257698,14</b>

## 2.7. CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE DIÓXIDO DE CARBONO

La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono (CAC) constituyen un proceso consistente en la separación del CO<sub>2</sub> emitido por la industria y fuentes relacionadas con la energía, su transporte a un lugar de almacenamiento y su aislamiento de la atmósfera a largo plazo. La CAC es considerada como una de las opciones de la cartera de medidas de mitigación para la estabilización de las concentraciones atmosféricas de gases de efecto invernadero. Otras opciones de mitigación comprenden la mejora de la eficiencia energética, la preferencia de combustibles que dependan menos intensivamente del carbono, la energía nuclear, las fuentes de energía renovables, el perfeccionamiento de los sumideros biológicos y la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero diferentes del CO<sub>2</sub>.

De acuerdo a Cámara Ángel la CAC tiene la capacidad potencial de reducir los costos generales de la mitigación y aumentar la flexibilidad para lograr la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero. La aplicación generalizada de la CAC dependerá de la madurez tecnológica, los costos, el potencial global, la difusión y la transferencia de la tecnología a los países en desarrollo y su capacidad para aplicar la tecnología, los aspectos normativos, las cuestiones ambientales y la percepción pública. El Tercer Informe de Evaluación (TIE) indica que ninguna opción tecnológica proporcionará por sí sola todas las reducciones de emisiones necesarias para lograr la estabilización, sino que se necesitará una cartera de medidas de mitigación. Según el análisis de Cámara Ángel la mayor parte de los escenarios prevén que el suministro de energía primaria seguirá estando dominado por los combustibles fósiles hasta, al menos, mediados de siglo. En este contexto, la inclusión de la CAC en la cartera de opciones podría facilitar la consecución de los objetivos de estabilización atmosférica, pero que la puesta en marcha requeriría cambios socioeconómicos e institucionales.

- **Características de la CAC**

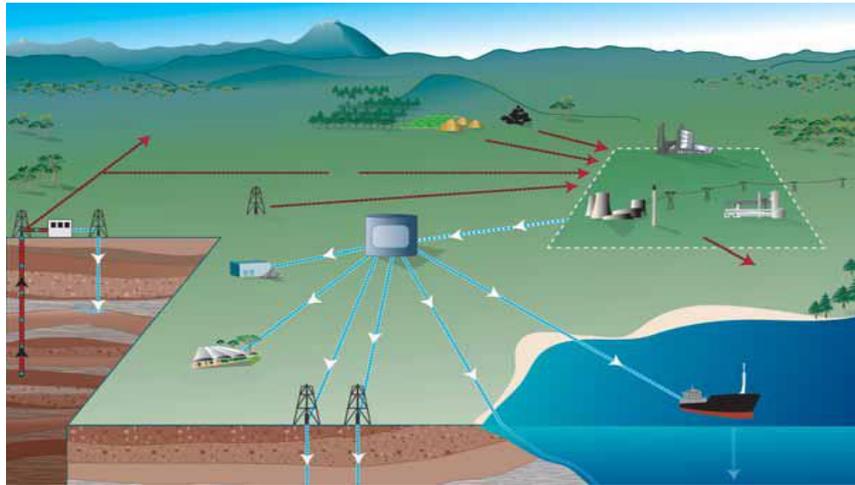
De acuerdo al Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (2005) la captación de CO<sub>2</sub> puede aplicarse a grandes fuentes puntuales. Entonces, el CO<sub>2</sub> sería comprimido y transportado para ser almacenado en formaciones geológicas, en el océano, en carbonatos minerales, o para ser utilizado en procesos industriales, como se puede apreciar en la Figura 2.8. Las grandes fuentes puntuales de CO<sub>2</sub> comprenden a las instalaciones de combustibles fósiles o de energía de la biomasa de grandes dimensiones, principales industrias emisoras de CO<sub>2</sub>, la producción de gas natural, las plantas de combustible sintético y las plantas de producción de hidrógeno alimentadas por combustibles fósiles (tabla 2.5). Los posibles métodos técnicos de almacenamiento son los siguientes: almacenamiento geológico (en formaciones geológicas, como los yacimientos de petróleo y gas, y las formaciones salinas profundas), almacenamiento oceánico (liberación directa en la columna de agua oceánica o en el fondo oceánico) y la fijación industrial de CO<sub>2</sub> en carbonatos inorgánicos.

**Tabla 2.5.** Fuentes de CAC

<b>PROCESO</b>	<b>Nro. Fuentes</b>	<b>Emisiones (MtCO<sub>2</sub>/año)</b>
<b>Combustibles fósiles</b>		
Energía	4942	10539
Producción de cemento	1175	932
Refinerías	638	798
Industria Siderúrgica	269	646
Industria Petroquímica	470	379
Refinamiento de Petróleo y Gas	No disponible	50
Otras fuentes	90	33
<b>Biomasa</b>		
Bioetanol y Bioenergía	303	91
<b>TOTAL</b>	<b>7887</b>	<b>13468</b>

**Fuente:** Abanades et al. La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (2005)

**Figura 2.8.** Diagrama esquemático de los posibles sistemas de CAC.



**Fuente:** Abanades et al. La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (2005)

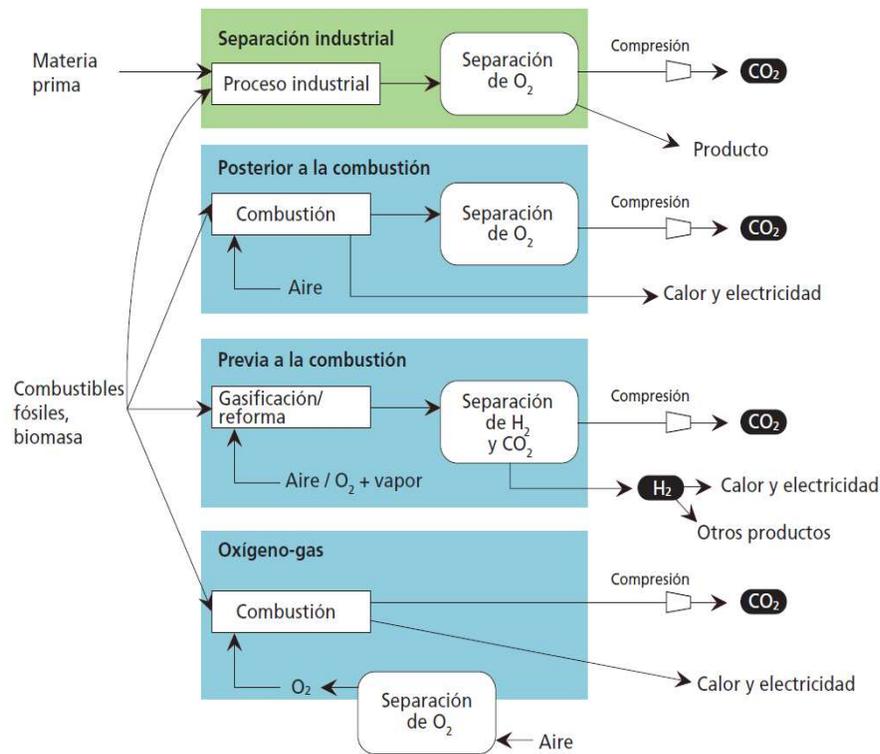
### 2.7.1. Tecnología del CAC

Existen diferentes tipos de sistemas de captación de  $\text{CO}_2$  como se observa en la Figura 2.9: posterior a la combustión, previo a la combustión y combustión de oxígeno-gas. La concentración de  $\text{CO}_2$  en el flujo de gas, la presión del flujo de gas y el tipo de combustible (sólido o gaseoso) son factores importantes para la selección del sistema de captación.

La captación posterior a la combustión de  $\text{CO}_2$  en las centrales eléctricas es económicamente viable en condiciones específicas. Se utiliza para captar  $\text{CO}_2$  de parte de los gases de combustión emitidos por diversas centrales eléctricas existentes. La separación de  $\text{CO}_2$  en la industria del refinamiento de gas natural, que aplica una tecnología similar, funciona en un mercado maduro. La tecnología requerida para la captación previa a la combustión se aplica de forma generalizada a la fabricación de fertilizantes y la producción de hidrógeno. Si bien las fases iniciales de la conversión del combustible en el sistema previo a la combustión son más complejas y costosas, las concentraciones más altas de  $\text{CO}_2$  en el flujo de gas y la presión más

elevada facilitan la separación. La combustión de oxígeno-gas está en la fase de demostración y utiliza oxígeno de un alto grado de pureza. Ello da lugar a altas concentraciones de CO<sub>2</sub> en el flujo de gas y, por tanto, a una separación más fácil del CO<sub>2</sub>, así como a mayores necesidades energéticas para separar el oxígeno del aire.

**Figura 2.9.** Representación esquemática de los sistemas de captación.



**Fuente:** Abanades et al. La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (2005)

Los componentes de la CAC están en diferentes fases de desarrollo, como se aprecia en la Tabla 2.6. Pueden componerse sistemas de CAC completos a partir de tecnologías existentes que han alcanzado la madurez o que son económicamente viables en condiciones específicas, si bien el nivel de desarrollo del sistema global puede ser inferior al de algunos de sus componentes. Se cuenta con relativamente poca experiencia en la combinación de la captación, el transporte y el almacenamiento de CO<sub>2</sub> en un sistema de CAC plenamente integrado.

**Tabla 2.6.** Componentes de la CAC

Componente de la CAC	Tecnología de CAC	Fase de Investigación	Fase de Demostración	Económicamente viable en condiciones específicas	Mercado maduro
Captación	Posterior a la combustión			X	
	Previa a la combustión			X	
	Combustión de oxígeno y gas		X		
	Separación industrial (refinamiento de gas natural, producción de amoníaco)				X
Transporte	Gasoducto				X
	Buque			X	
Almacenamiento geológico	Recuperación mejorada de petróleo				X
	Yacimientos de gas o petróleo			X	
	Formaciones salinas			X	
	Recuperación mejorada de metano en capas de carbón (ECBM)		X		
Almacenamiento oceánico	Inyección directa (disolución)	X			
	Inyección directa (lago)	X			
Carbonatación mineral	Minerales silicatos naturales	X			
	Minerales de desecho		X		
Usos industriales del CO <sub>2</sub>					X

**Fuente:** Abanades et al. La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, Grupo Intergubernamental de

Expertos sobre el Cambio Climático (2005)

## 2.8. CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO

### 2.8.1. Primera Generación: Precombustión

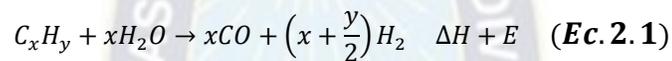
Los procesos de captura de CO<sub>2</sub> previos a la combustión se basan de forma muy resumida en la transformación del combustible primario en una corriente de gases cuyos principales componentes son CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, que pueden ser separados de forma relativamente sencilla por sus concentraciones y presiones disponibles. Las tecnologías de captura en precombustión pueden ser aplicadas a todos los recursos fósiles, tales como gas natural, fuel y carbón, haciéndose extensible también a la biomasa y residuos.

Se pueden distinguir tres pasos principales en el aprovechamiento de combustibles primarios con captura en precombustión:

- **Reacción de producción de gas de síntesis.**

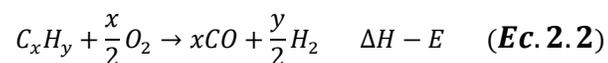
Procesos que llevan a la generación de una corriente compuesta principalmente por hidrógeno ( $H_2$ ) y monóxido de carbono ( $CO$ ) a partir del combustible primario. Los procesos comerciales actuales que se utilizan se basan en los siguientes procesos químicos, o sus combinaciones:

**a) Reformado con vapor de agua.** El agua actúa como agente oxidante. Reacción endotérmica que se puede sintetizar del siguiente modo:



Para mantener la reacción requiere un aporte energético, y para mejorar la cinética requiere catalizador de la reacción. Es el proceso más extendido y estandarizado por la disponibilidad de gas natural principalmente.

**b) Reacción con oxígeno.** El combustible primario se oxida con una cantidad limitada de oxígeno produciendo un gas formado principalmente por  $CO$  e hidrógeno. Cuando se aplica a combustibles gaseosos y algunos líquidos, esta reacción se denomina oxidación parcial y cuando se aplica a combustibles sólidos u otros líquidos se conoce como gasificación. Es una reacción exotérmica que se puede expresar del siguiente modo:

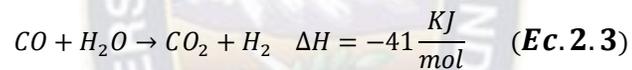


La oxidación parcial produce menos cantidad de hidrógeno por unidad de combustible primario aportado que el reformado, pero los tiempos de reacción son menores, los reactores son más reducidos, y no requiere catalizador ni aporte energético. El rendimiento en cuanto a

“eficiencia de gas frío” (energía en el gas obtenido respecto a energía del combustible primario utilizado) es menor que en el reformado, pero admite un rango de combustibles primarios más amplio y la eficiencia térmica global puede ser similar a la obtenida con el reformado, dependiendo de la escala, procesos particulares, e integración. También permite añadir agua como segundo agente oxidante, lo que incrementa el H<sub>2</sub> obtenido y la “eficiencia de gas frío”.

- **Reacción gas-agua (shift) para convertir el CO del gas de síntesis en CO<sub>2</sub>**

La reacción se puede expresar según la siguiente fórmula y su objetivo es convertir el CO del gas de síntesis que se obtuvo en el primer paso en CO<sub>2</sub> manteniendo la mayor parte de la energía del CO en la corriente gaseosa resultante. Al utilizar agua como agente oxidante se obtiene hidrógeno:



La reacción requiere catalizador que optimiza la cinética y la temperatura de trabajo.

- **Separación del CO<sub>2</sub>**

Esta etapa tiene como objetivo separar el CO<sub>2</sub> de la corriente de gas que está formada principalmente por CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>, existiendo varios procedimientos. La concentración de CO<sub>2</sub> en esta corriente puede estar comprendida entre el 15-60% en base seca y la presión de la corriente entre 2 - 7 MPa. El CO<sub>2</sub> separado queda disponible para su almacenamiento.

Dependiendo del grado de captura que se aplique, del combustible primario utilizado, y del proceso seguido, la composición del gas producido es mayoritariamente hidrógeno, con alto contenido de nitrógeno solo si se utiliza aire como agente oxidante, y con otros componentes minoritarios que son básicamente CO y CO<sub>2</sub>.

Esta corriente puede utilizarse:

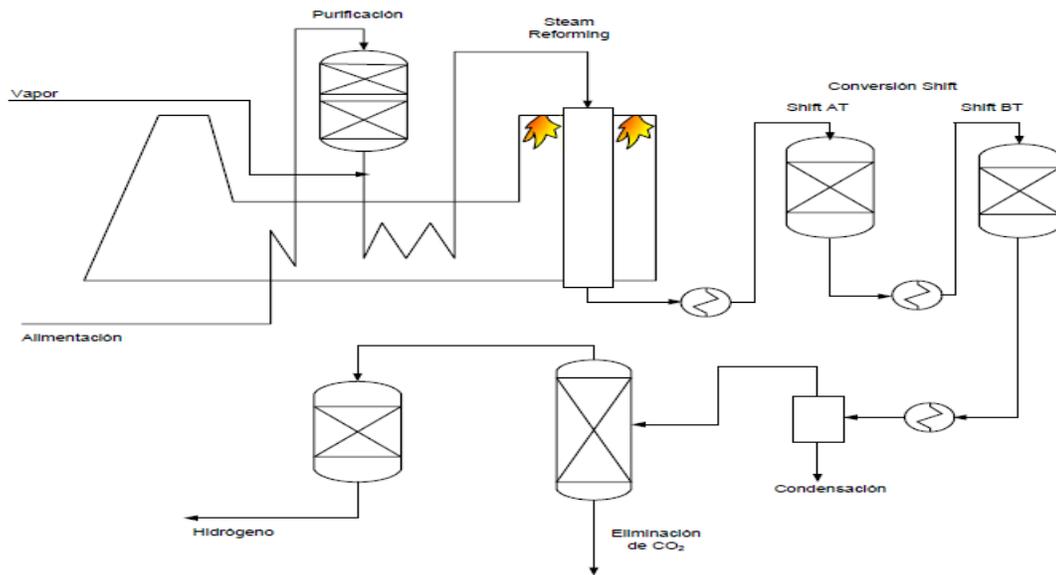
- a) Como combustible descarbonatado directamente, en calderas o turbinas de gas.
- b) Como base para la obtención de hidrógeno puro como producto para otras aplicaciones.
- c) Para producir nuevos combustibles o productos químicos líquidos con mayores ratios H/C a partir del gas de síntesis, por medio de otros procesos, de los que el más extendido es el proceso Fischer-Tropsch para producir diésel.

### 2.8.2. Tecnologías existentes

#### ✓ **Reformado con vapor de gas natural o hidrocarburos ligeros (SMR)**

Es la tecnología dominante actualmente para producir hidrógeno en los países con disponibilidad de gas natural. Por ser el combustible de alimentación gas natural, el proceso se conoce como reformado de metano con vapor de agua (en inglés SMR), aunque se aplica también a hidrocarburos ligeros. Existen plantas que producen hasta 480 t/día de H<sub>2</sub>, con sus correspondientes hasta 2.500 t/día de CO<sub>2</sub> que es venteado o utilizado en la industria alimentaria. Como paso previo al reformado es necesaria la eliminación del azufre del combustible de alimentación, ya que es un veneno para el catalizador de base níquel que se utiliza para la reacción gas-agua. Esta reacción de reformado con adición de vapor de agua, se produce sobre el catalizador a alta temperatura (800-900 °C). El calor necesario para la reacción se aporta por medio de la combustión de una parte del combustible. La corriente de gas reformada se refrigera en una caldera de calor residual donde se genera el vapor necesario para las reacciones. Se genera vapor en exceso en relación al necesario para la planta; otra posibilidad es emplear el gas de síntesis caliente para aportar el calor necesario en un intercambiador que constituyese un segundo reactor de reformado tubular. Así se evita el exceso.

**Figura 2.10.** Proceso de reformado con vapor con captura de CO<sub>2</sub>.



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

En la Figura 2.10 se muestra la corriente de gas (alimentación) que se lleva a un reactor shift, de una o dos etapas, donde la mayor parte del CO pasa a CO<sub>2</sub>. Un reactor shift de dos etapas puede reducir la concentración de CO hasta a 0,2%. Los reactores shift de alta temperatura funcionan a temperaturas entre 400 y 550 °C, y usando catalizadores de hierro-cromo dejan entre un 2-3% de CO en la corriente de salida. También se usan catalizadores de base cobre a temperaturas entre 180 y 350 °C, que dejan entre el 0,2 -1% de CO en la salida. Los procesos de separación de CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>, que se utilizan son:

- Absorción química: Alta eficiencia y utilizable a bajas presiones.
- Absorción físico-química: Mejor eficiencia energética pero utilizable a presiones superiores a 2 MPa.
- Adsorción: Requiere grandes cantidades de adsorbente, pero su selectividad al H<sub>2</sub> es alta, por lo que se utiliza en corrientes pequeñas o para purificar el H<sub>2</sub> obtenido en un proceso de separación anterior.

- Membranas: Actualmente bajo porcentaje de recuperación del  $H_2$ , por lo que se aplican para separar una fracción del  $H_2$  contenido en el gas, pero no se obtiene una corriente de  $CO_2$  concentrado lista para almacenamiento.
- Criogenia: Muy alto consumo energético. Solo es aplicable en procesos donde los productos del proceso criogénico tienen un valor añadido alto.

Lo más extendido actualmente es la separación del  $CO_2/H_2$  por absorción físico-química, que produce una corriente de  $CO_2$  lista para su almacenamiento o utilización, y una corriente rica en  $H_2$  que puede utilizarse directamente como combustible, o que se purifica en unidades PSA (Pressure Swing Adsorption) para conseguir purezas de entre 90 y 99,999 % según su especificación final. Los procesos de separación de  $CO_2$  e  $H_2$  mencionados son aplicables en general a todos los procesos de separación en pre-combustión.

#### ✓ **Oxidación parcial de gas natural e hidrocarburos ligeros (POX)**

En la reacción de oxidación parcial, el combustible reacciona con oxígeno puro a alta presión para producir el gas de síntesis. Es un proceso exotérmico que se da a alta temperatura, entre 1.250 °C y 1.400 °C y no requiere aporte de calor de ninguna fuente externa. Los pasos posteriores son iguales que en reformado, es decir, el gas de síntesis se enfría, se transforma de CO a  $CO_2$  y posteriormente se separa el  $CO_2$ . En las plantas de producción de  $H_2$ , el oxígeno del proceso POX proviene de una unidad de separación de aire (ASU); unidades que consumen mucha energía, pero queda compensado por el aumento de rendimiento de la reacción de oxidación parcial con oxígeno puro, y por el hecho de no tener que separar el  $N_2$  en el gas síntesis.

No obstante, en los casos en los que se use el  $H_2$  como combustible en una turbina de gas, el  $N_2$  sobrante, sin purificar, se puede utilizar para diluir el  $H_2$  que se dirige a la turbina de gas, añadiendo más o menos vapor según la cantidad de nitrógeno reutilizado, para controlar la temperatura en la cámara de combustión y así limitar las emisiones de  $NO_x$  con eficiencias altas.

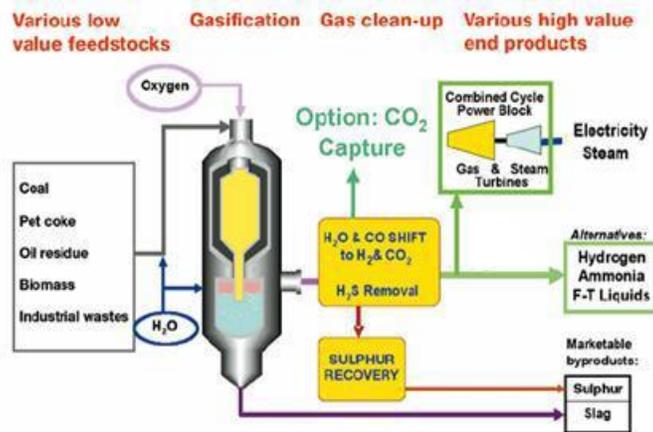
#### ✓ **Reformado autotérmico de gas e hidrocarburos ligeros (ATR)**

El proceso ATR es una combinación del reformado y la oxidación parcial. El calor necesario para la reacción de reformado es aportado por la de oxidación parcial usando oxígeno o aire. La reacción SMR ocurre en una sección catalítica aguas abajo del quemador POX. Debido a la adición de vapor las temperaturas del proceso son moderadas, siendo típicamente 950-1.050 °C. El reactor requiere menos inversión que el de una planta SMR, y además no hay emisiones de  $CO_2$  en el proceso de producción de calor porque el calor no procede de quemadores de combustible, aunque la primera ventaja quedaría descompensada por la alta inversión y coste de operación en el caso de usar una unidad de separación de aire.

#### ✓ **Gasificación de carbón, biomasa, residuos de petróleo y otros residuos**

Consiste básicamente en la oxidación parcial de los combustibles, pudiéndose utilizar también vapor como agente oxidante en el reactor (denominado gasificador). Los gasificadores pueden ser de lecho fijo, lecho fluido o lecho arrastrado y sus características pueden ser diversas: como oxidante principal se puede usar oxígeno o aire, temperaturas de operación de hasta 1.800 °C, presiones entre 0,1 y 7 MPa, alimentación de combustible en húmedo o seco, enfriamiento del gas de síntesis por medio de intercambio de calor con agua o por medio de intercambiadores radiantes y convectivos, y depuración o no del gas de síntesis.

**Figura 2.11.** Esquema simplificado del proceso de gasificación con la opción de captura



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

La tecnología de gasificación es una tecnología muy extendida en todo el mundo. Existen unas 140 plantas de gasificación en operación, de una potencia media de 500 MWth, y con un más de 420 gasificadores. Además de numerosos gasificadores de pequeña escala que se utilizan para aplicaciones puntuales donde la eficiencia no es el factor determinante. Se prevé adicionalmente que en los próximos años se instalaran nuevos gasificadores por unos 20 GWth adicionales a los existentes.

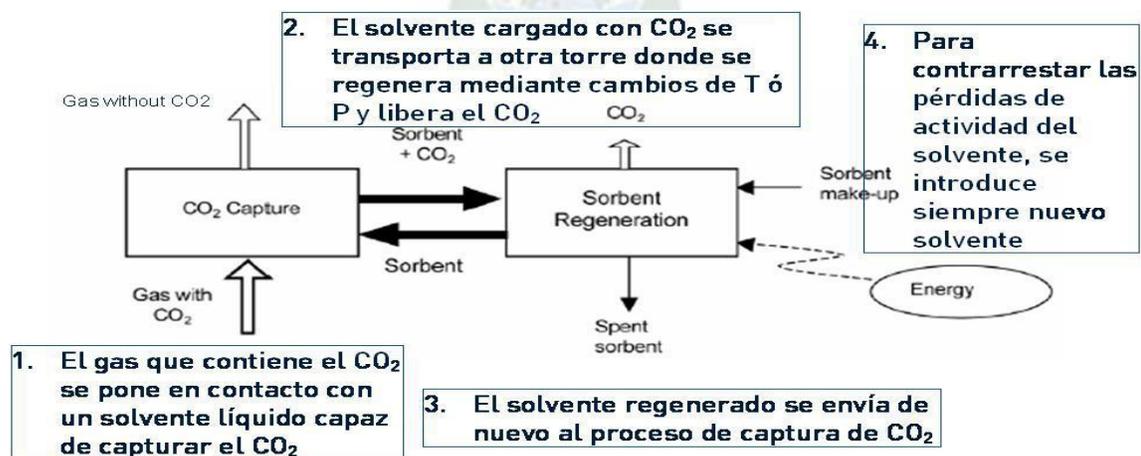
En la Figura 2.11 se muestra la tecnología de gasificación, la cual se utiliza de forma comercial y a gran escala para la producción industrial de amoníaco e hidrógeno, poligeneración industrial (electricidad, vapor y compuestos químicos) y en centrales de Gasificación Integrada con Ciclo Combinado (GICC), en las que el gas de síntesis sustituye al gas natural como combustible del ciclo combinado. La tecnología tiene más de un siglo de utilización industrial, cabe señalar que hubo redes de distribución de gas ciudad (gas de síntesis) antes que de gas natural. La captura en precombustión implica menor gasto energético que la captura post-combustión, menores tamaños de absorbedor, flujos de disolvente y consumos en stripping del CO<sub>2</sub>.

### 2.8.3. PRIMERA GENERACIÓN: COMBUSTIÓN

La idea principal de esta tecnología es separar el  $\text{CO}_2$  tal y como se encuentra en los gases de salida al quemar con aire un combustible fósil o biomasa, sin haber realizado ninguna operación previa a la combustión. Actualmente, la infraestructura energética mundial se basa en procesos mayoritariamente de combustión con aire (centrales térmicas, cementeras, refinerías, cerámicas, etc.), por lo tanto, esta opción es de gran relevancia dado que se puede añadir a instalaciones existentes que son grandes focos emisores de  $\text{CO}_2$  (retrofitting).

Tras la combustión de un combustible fósil con aire, el  $\text{CO}_2$  se encuentra bastante diluido dado que los gases de salida son fundamentalmente nitrógeno y oxígeno. El  $\text{CO}_2$  tiene que ser separado del gas de salida antes de ser emitido a la atmósfera, por lo tanto en este proceso los gases de salida pasan a través de un equipo de separación de  $\text{CO}_2$ , instalado justo antes de la chimenea, que está basado en un ciclo de la absorción-desorción. La absorción de  $\text{CO}_2$  se basa en la retención selectiva del  $\text{CO}_2$  contenido en la mezcla de gases al entrar en contacto con un líquido absorbente o un sorbente sólido debido a las interacciones físicas o químicas de su molécula con un solvente o sorbente, según el esquema de la Figura 2.12.

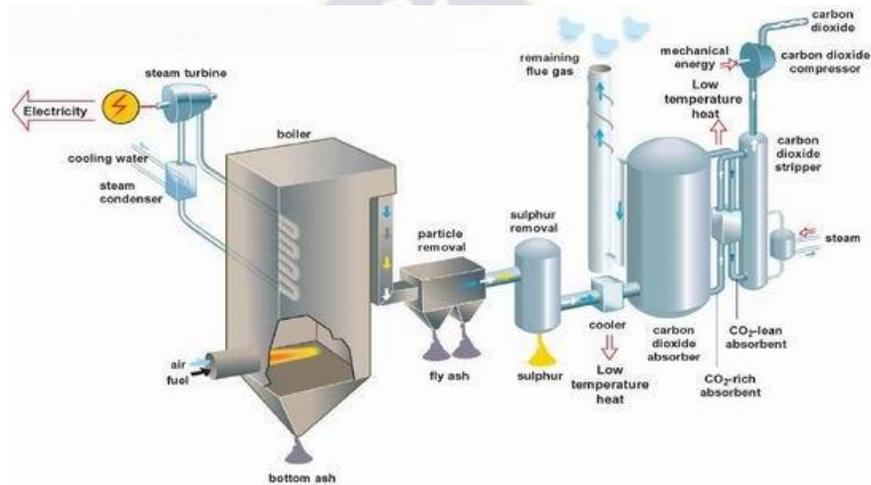
Figura 2.12. Ciclo de Absorción-Desorción



Fuente: Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de  $\text{CO}_2$ , Fundación Conama, España (2010)

Una vez que el CO<sub>2</sub> está retenido en el solvente o sorbente, el resto de los humos se ventean a la atmósfera. Posteriormente el CO<sub>2</sub> es separado del solvente o sorbente sólido formando un gas con una pureza de CO<sub>2</sub> mayor de 90% que está comprimido y deshidratado para su futuro transporte desde la central a un lugar de almacenamiento. La Figura 2.13 muestra el esquema de la captura en post-combustión en una Central Térmica de carbón pulverizado.

**Figura 2.13.** Esquema de la captura en post-combustión en una Central Térmica



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

Como se ha mencionado anteriormente, el CO<sub>2</sub> aparece diluido en los gases de salida que se emiten a la atmósfera debido al gran contenido de nitrógeno del aire utilizado en la combustión. Por ejemplo el CO<sub>2</sub> está a una concentración de 12% a 15% en centrales térmicas de carbón o de 3% a 5% en ciclos combinados. El principal problema de la captura en post-combustión es debido al hecho que el CO<sub>2</sub> está diluido en una corriente de gas con muy alto flujo y sin presión que resulta más difícil de separar que si estuviera concentrado. El reto principal para la tecnología es minimizar el consumo de energía que repercute en una pérdida de eficiencia para separar el CO<sub>2</sub> del solvente y concentrarlo, y en el alto coste de la inversión requerida para la planta de captura dado que la planta tiene que ser dimensionada para el 100%

de flujo de los gases de salida. Hay que tener en cuenta que una central térmica de carbón pulverizado, emite ~750 kg de CO<sub>2</sub> para cada MWh de electricidad generada, es decir una central térmica de 550MWe emite ~10.000 t/día de CO<sub>2</sub>.

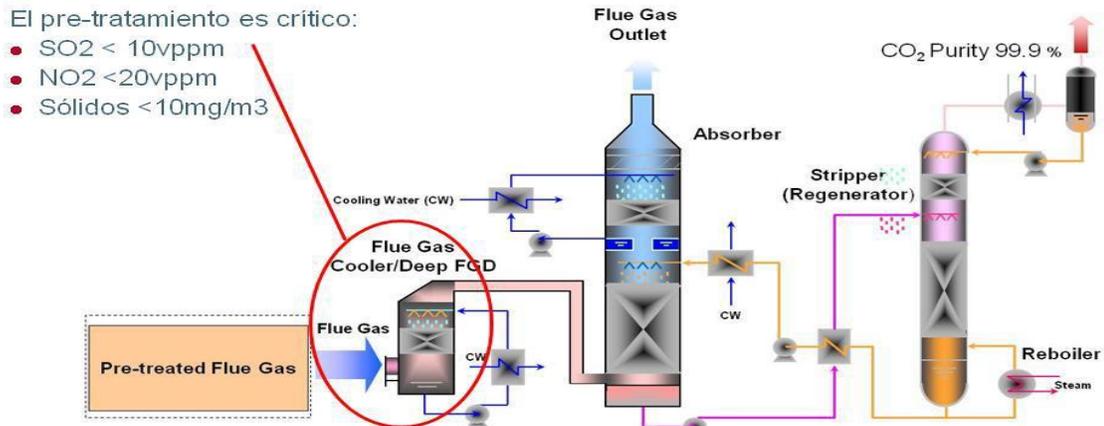
Con respecto a los solventes o sorbentes sólidos previstos para la primera generación de plantas de captura en post-combustión, la Plataforma Tecnológica Europea de Plantas sin Emisión de CO<sub>2</sub> (ZEP, en inglés) ha completado su trabajo de definición de las opciones que deben contemplarse para el conjunto de las 10 -12 plantas demo a escala completa a construir en Europa previsto para entrar en operación en el 2015 y concluye que el proceso de absorción con un solvente de aminas o amoniaco enfriado (Chilled Ammonia) son los únicos suficientemente maduros para poder ser escaladas y probadas con garantía dentro de las primeras generaciones de plantas. Coherentemente con este análisis se han dejado fuera ciertas tecnologías de I+D con un plazo mayor de desarrollo tales como los adsorbentes con un solvente (tales como los líquidos iónicos, que también pueden llegar a tener absorción química), los sólidos regenerables como carbones activos, arcillas pilareadas, óxidos metálicos y zeolitas, las membranas de separación y el ciclo de carbonatación calcinación.

#### ✓ **Absorción química empleando aminas**

Los procesos de absorción química de CO<sub>2</sub> empleando disoluciones acuosas de alcanolaminas, como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA) y metildietanolamina (MDEA) constituyen el método más utilizado industrialmente para la separación de CO<sub>2</sub> de un flujo de gases, siendo una tecnología madura en el campo de la purificación de gas natural y la producción de CO<sub>2</sub> para usos comerciales (industria alimentaria, producción de NH<sub>3</sub> y urea para la producción de fertilizantes).

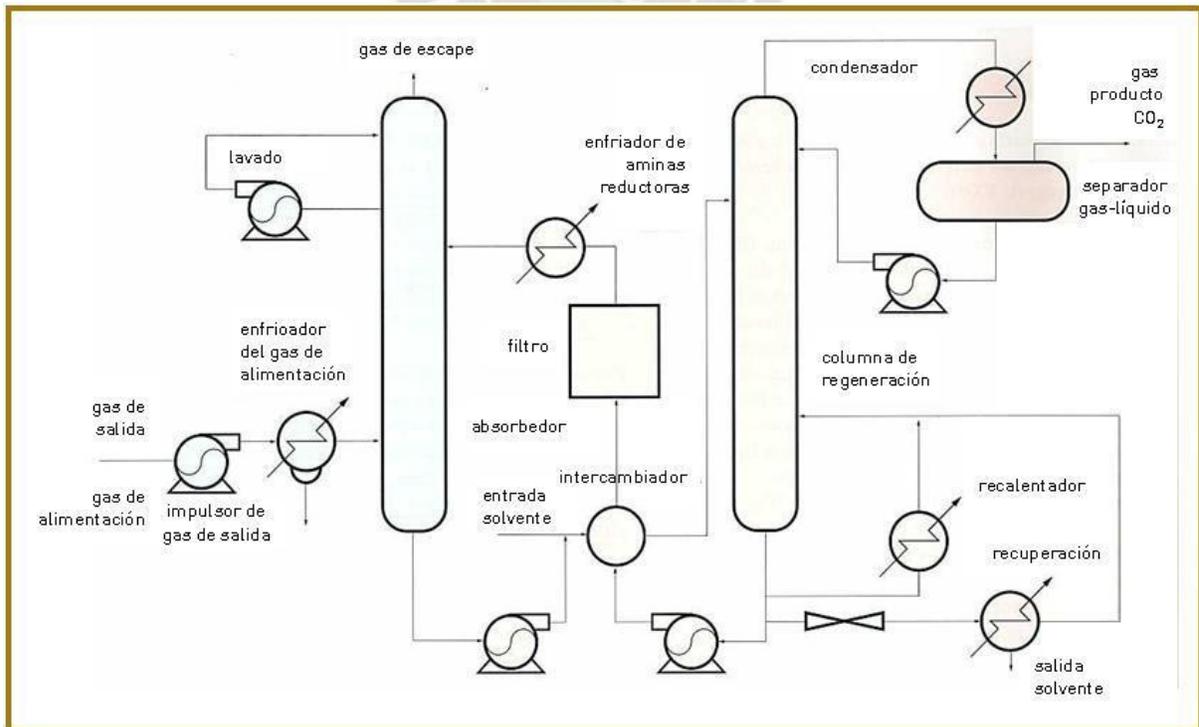
La base de todos estos procesos es la reacción de una base alcalina, normalmente aminas, en medio acuoso con un gas ácido. El layout y un diagrama del proceso típico para un sistema de aminas se puede observar en la Figura 2.14 y la Figura 2.15.

**Figura 2.14.** Layout de proceso de absorción



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

**Figura 2.15.** Proceso general de absorción



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

En el caso de aminas la etapa de purificación de gases antes de la separación del CO<sub>2</sub> es crítica y consiste en un lavado de agua. Posterior a la purificación de gases, es probable que haya que enfriar el gas entre 40°C a 60°C antes de ponerlo en contacto con el absorbente en la columna de absorción. Es necesario introducir un ventilador para vencer la caída de presión que se produce en el proceso. Los gases de salida que contienen el CO<sub>2</sub> se introducen por la parte inferior del absorbedor y ascienden por éste, pasando a contracorriente con la disolución de absorbente. En esta columna se encuentran en la parte superior con un lavado con agua para eliminar cualquier partícula de absorbente que haya sido arrastrada antes de salir del absorbedor. La principal ecuación química que ocurre en el proceso de absorción es la siguiente:



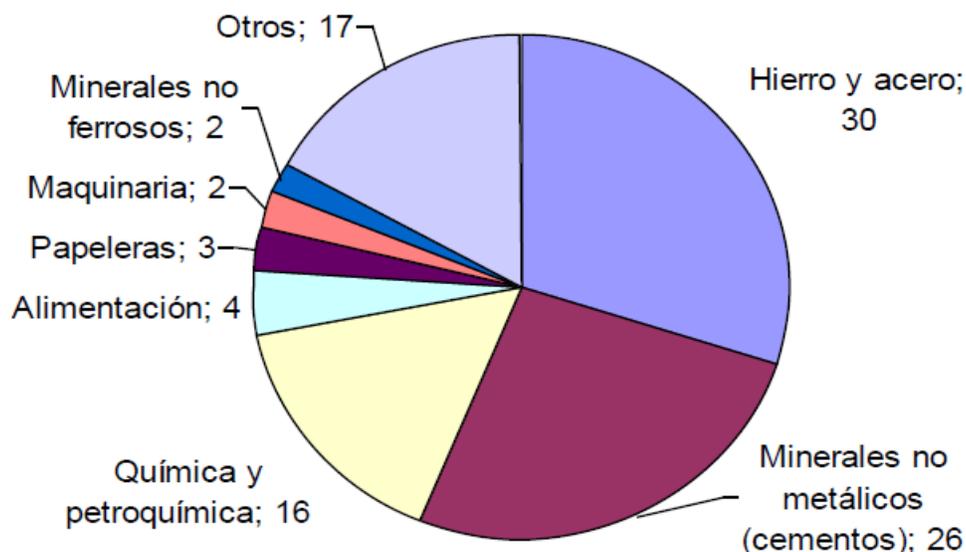
Es posible reducir la concentración de CO<sub>2</sub> a la salida a valores muy bajos, pero los valores de concentración muy bajos conllevan aumentos en la altura de la columna de absorción. La solución rica en CO<sub>2</sub>, denominada absorbente rico, sale por la parte inferior de la torre y se calienta mediante un intercambiador de calor a contracorriente con la disolución de absorbente regenerado proveniente de la columna de regeneración. Posteriormente esta solución enriquecida es bombeada a la parte superior del regenerador, que funciona por intercambio térmico. La regeneración del solvente se lleva a cabo a elevadas temperaturas (100 - 140°C) y presiones no mucho mayores que la atmosférica. La regeneración implica una penalización de energía térmica en el calentamiento del solvente, para conseguir la desorción del CO<sub>2</sub> atrapado previamente. El vapor se recupera en un condensador y se devuelve a la columna de regeneración. El solvente se devuelve a la columna de absorción atravesando un intercambiador de calor regenerativo.

Otro beneficio de este proceso es que la concentración del CO<sub>2</sub> recuperado de un proceso de absorción química basado en aminas es del 99,9% en volumen, dado que se han removido los otros contaminantes antes de la separación. Una vez separado el CO<sub>2</sub> hay que comprimirlo de condiciones ambientes a condiciones supercríticas.

#### 2.8.4. CAPTURA DE CO<sub>2</sub> EN OTROS SECTORES INDUSTRIALES

Aunque los primeros objetivos de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> se han centrado en la captura de CO<sub>2</sub> en el sector eléctrico, otros procesos industriales contribuyen de forma significativa a las emisiones de CO<sub>2</sub> (Figura 2.16), cantidad que se cifró en 6,7 Gt de emisiones directas en el año 2005, a las que habría que añadir las que se derivan de sus exigencias energéticas, alcanzando un 37% de las emisiones globales (IEA, 2008). Si la Unión Europea pretende conseguir su objetivo de reducción de emisiones en un 80% con respecto a las de 1990 para el año 2050, será necesario que no solo el sector eléctrico, sino también otros sectores industriales implementen medidas de mitigación.

**Figura 2.16.** Emisiones de CO<sub>2</sub> directas de la industria por sector



**Fuente:** Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)

El CO<sub>2</sub> podría capturarse en cierto número de procesos industriales a menor coste que en el sector de generación eléctrica, sin embargo fuentes industriales de elevada concentración de CO<sub>2</sub> representan una parte pequeña en el reparto de las emisiones totales (3 o 4 % del total). Algunas de ellas como la producción de óxido de etileno, amoníaco y la reducción directa de hierro podrían representar buenas oportunidades para proyectos de demostración de tecnologías CAC. Varias industrias como los altos hornos y las cementeras emiten CO<sub>2</sub> más concentrado que las centrales térmicas, aunque las unidades de producción suelen ser más pequeñas. La captura de CO<sub>2</sub> en estos procesos requeriría la implementación de procesos de absorción caros y con elevada penalización energética o re-diseño del proceso para eliminar el CO<sub>2</sub> en procesos pre-combustión o el empleo de oxígeno en lugar de aire en el proceso.

En el sector del hierro y el acero opciones de reducción de emisiones podrían pasar por oxidcombustión en la inyección directa de carbón en las toberas, aprovechamiento del calor para procesos de absorción química o sustitución de coque y carbón por hidrógeno o electricidad. Este tipo de medidas no eliminarían totalmente las emisiones del proceso pero podrían reducirlas en un 75%. El coste de la captura de CO<sub>2</sub> en los altos hornos se ha estimado en 20-25 €/t aunque variaciones en la productividad pueden tener un gran impacto en la economía del proceso (Borlée, 2007). Hay iniciativas en marcha en los países con importante producción de acero entre los que cabe citar el proyecto Ultra low CO<sub>2</sub>-steelmaking (ULCOS) de la Unión Europea. En la industria del cemento aproximadamente dos tercios de las emisiones de CO<sub>2</sub> proceden de la descomposición de la caliza y el tercio restante de la combustión. La absorción química al final del proceso podría tener un coste de 50-70 \$/t de clinker (IEA, 2008). Procesos atractivos que reducirían significativamente los costes incluyen oxidcombustión y captura en ciclos de carbonatación-calcinación que aún precisan de desarrollos e integración.

La producción de combustibles podría cambiar de forma importante en los próximos años, cada vez se parte de petróleos más pesados incluyendo arenas asfálticas y la escasez de petróleo podría llevar a la implementación generalizada de plantas de producción de combustibles sintéticos a partir del carbón. De ser así, estas tecnologías deberían ir acompañadas de sistemas de captura de CO<sub>2</sub>. Las previsiones de la Agencia Internacional de la Energía indican que la producción de combustibles líquidos a partir de gas se multiplicará por 25 entre el año 2004 y el 2030 y que la producción de combustibles sintéticos a partir del carbón permanecerá como actividad hasta el año 2030.

En este tipo de procesos serían aplicables los sistemas de captura pre- y post-combustión que se están desarrollando en la actualidad. El panorama descrito deja claro que estamos inmersos en una etapa de enormes retos científicos y tecnológicos con inversiones muy importantes en ideas y nuevos desarrollos que representan oportunidades excelentes para la invención de materiales y procesos.

## **2.9. PURIFICACIÓN DEL DIÓXIDO DE CARBONO**

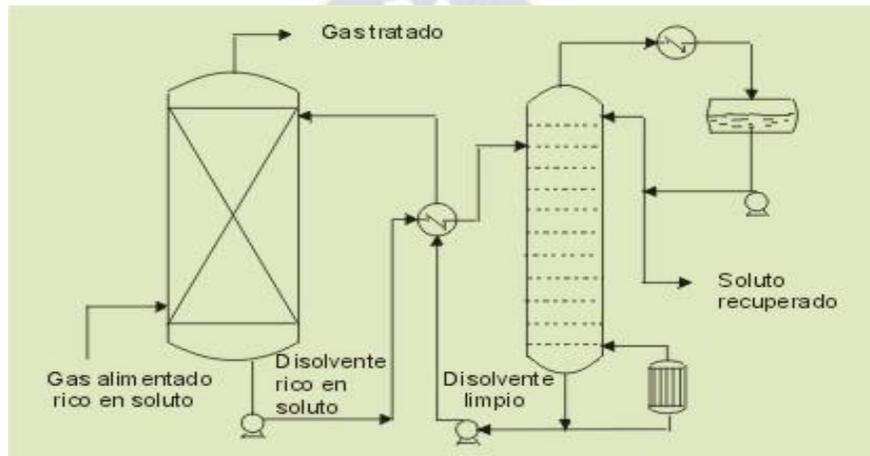
### **2.9.1. Separación del Ácido Sulfhídrico**

En las plantas de tratamiento de Gas Natural generalmente se desea remover los contaminantes ácidos, que generan problemas operacionales y daño a los equipos. Al procedimiento de remoción del dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) se conoce como endulzamiento del Gas Natural. Existen diversos procesos y tecnologías para un adecuado endulzamiento, que básicamente tiene el objetivo de separar el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S de la corriente principal del gas, pero dichos procesos pueden también ser utilizados en la purificación del dióxido de carbono, especialmente los procesos químicos, donde se hace el uso de solventes químicos que absorben dichos compuestos logrando altas eficiencias.

### 2.9.1.1. Separación de H<sub>2</sub>S por absorción con aminas

El proceso de absorción es como el presentado en la Figura 2.17 y se lleva a cabo entre la corriente de gas que asciende y el solvente químico que desciende dentro de una torre de contacto, donde ocurre la remoción de contaminantes fundamentalmente como resultado de las reacciones químicas entre el solvente y el gas.

**Figura 2.17.** Diagrama básico de un proceso de absorción química



**Fuente:** Rodriguez et al. Chemical Technology Lab (2020). "Diquima"

Para el caso de la purificación del dióxido de carbono, la corriente de gas será la corriente de CO<sub>2</sub> que se desea purificar, eliminando en primera instancia el ácido sulfhídrico. Por lo que en el diagrama mostrado en la anterior figura la corriente de gas alimentado (CO<sub>2</sub> con H<sub>2</sub>S para el presente estudio) pasará por una torre contactora donde se producirá el contacto entre la amina (solvente químico) que reaccionará con el compuesto ácido H<sub>2</sub>S y lo removerá de la corriente de gas mediante este proceso de absorción. La corriente que saldrá por el fondo de la torre contactora será rica en H<sub>2</sub>S (disolvente rico en soluto), que luego es regenerada en una torre de destilación, disminuyendo la presión de operación y aplicando calor para entonces ser enviada a la unidad de absorción nuevamente.

Dentro de los solventes químicos usados en el proceso, cuando se requieren cantidades bajas de contaminantes ácidos ( $H_2S$ ) en la corriente de dióxido de carbono dulce (gas dulce en la figura), se encuentran las soluciones de alcanolamina y alcalina con sales con o sin aditivos. Entre los tipos de alcanolaminas usadas en procesos de separación de  $H_2S$  de una corriente de dióxido de carbono se encuentra principalmente la metildietanolamina (MDEA), que debido a sus características de selectividad es la más apropiada para lograr una eliminación de  $H_2S$  de una corriente de dióxido de carbono.

- **Metildietanolamina (MDEA):** La metildietanolamina, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el  $CO_2$ , por lo tanto para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del  $H_2S$  cuando ambos gases están presentes ( $CO_2$  y  $H_2S$ ). Una ventaja de la MDEA, para la remoción del  $CO_2$  es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación flash. Otra ventaja que puede ofrecer la MDEA sobre otros procesos con amina es su selectividad hacia el  $H_2S$  en presencia de  $CO_2$ . En estos casos la MDEA es más favorable.

### 2.9.2. Separación del vapor de agua

Debido a la cantidad de agua, que por lo general contiene la corriente de dióxido de carbono es necesario someterlo a un proceso de deshidratación, el cual se define como el proceso de remover el vapor de agua que está asociado a la corriente principal. El vapor de agua es probablemente la impureza más común en un flujo de gas. Este proceso cobra mayor importancia en campos donde se manejan altas presiones. Para una purificación efectiva del  $CO_2$  se hace necesario retirar la presencia de agua en la corriente principal.

A pesar de que se han desarrollado diversos métodos de deshidratación, la mayoría es efectiva para una corriente de gas natural, pero en el caso de una deshidratación para una corriente de dióxido de carbono, la remoción de vapor de agua por absorción se torna como la alternativa más recomendable, de acuerdo al análisis realizado por Gámez y Cobo en su estudio de “Purificación de dióxido de carbono emitido en plantas de tratamiento de gas natural”.

### **2.9.2.1. Deshidratación por absorción**

La absorción es un fenómeno de transferencia de masa desde una fase gaseosa hacia una fase líquida; esto es posible mediante la adición de un líquido con alta higroscopicidad o facilidad para retirar el agua. La deshidratación por absorción consiste en remover el vapor de agua de la corriente principal a través del contacto íntimo con un desecante líquido. El contacto tiene lugar en una torre empacada o de platos.

Los glicoles son los desecantes líquidos más efectivos; los más usados para la deshidratación del gas natural son: etilen glicol, dietilenglicol, trietilenglicol (EG, DEG, TEG). Pero de todos estos el trietilenglicol ha ganado la aceptación universal como el más efectivo de los glicoles, debido a que logra mayor depresión del punto de rocío, y tiene bajos costos de operación, además de que puede ser utilizado con otros tipos de corriente de gas, como el dióxido de carbono. El TEG es un líquido higroscópico no volátil, inodoro e incoloro, ha sido usado para deshidratar en los siguientes rangos de operación:

- Depresión del punto de rocío: 40-140°F
- Presión: 25-2500 psi
- Temperatura: 40-160°F

Ventajas de usar TEG:

- Puede ser regenerado con facilidad
- Menores pérdidas por vaporización

Limitación del TEG:

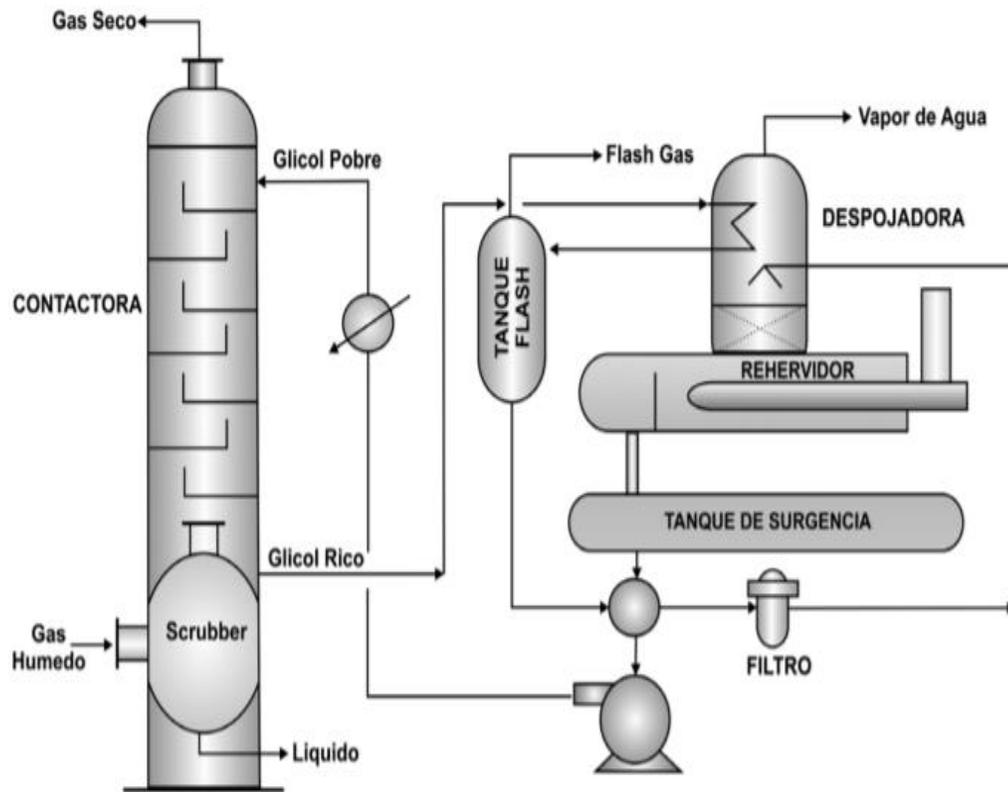
- No es apto para procesos criogénicos
- Es corrosivo si se contamina con H<sub>2</sub>S

Una unidad deshidratadora que utiliza TEG (Figura 2.18), se compone de dos zonas: la zona de deshidratación, la cual es favorecida por las altas presiones y las bajas temperaturas y la zona de regeneración, la cual es favorecida por bajas presiones y altas temperaturas.

Además, se tienen dos operaciones complementarias, la primera se refiere a la limpieza del gas húmedo (CO<sub>2</sub> con vapor de agua) que entra a la torre de absorción y la segunda corresponde a la descontaminación del glicol con el objeto de evitar que lleguen impurezas al rehervidor. Se debe tener en cuenta que la absorción del vapor de agua y la reconcentración del glicol están gobernadas por el equilibrio de fases líquido-vapor. El glicol regenerado o pobre se bombea continuamente al plato superior de la torre absorbedora, donde fluye a través de los tubos de descenso de líquido que comunican cada plato o bandeja de contacto.

El dióxido de carbono asciende con contenido de vapor de agua, el gas fluye a través de las cápsulas de burbujeo o de las válvulas colocadas en cada plato. Este proceso se repite en cada plato de contacto: el líquido que desciende va absorbiendo el vapor de agua y el CO<sub>2</sub> que asciende se va secando.

**Figura 2.18.** Esquema de una unidad de deshidratación con glicol



**Fuente:** GPSA Engineering Data Book, Tulsa, Oklahoma, 12th Edition, (2004)

Para el diseño de plantas de deshidratación con glicol se debe disponer de la siguiente información: Tasa de flujo de gas, gravedad específica del gas, presión de operación, máxima presión de trabajo de la torre contactora, temperatura de entrada del gas, contenido de agua requerido a la salida. De igual manera, también deben tenerse en cuenta dos criterios de diseño fundamentales para un adecuado desempeño de la planta: Relación Glicol/Agua (GWR – Glicol to Water Ratio) y la concentración del TEG pobre o seco.

Se considera apropiado un valor de 2 a 6 galones TEG/lb H<sub>2</sub>O removida para la mayoría de los requerimientos del proceso de deshidratación con glicol. Muy frecuentemente, un valor de 3 galones TEG/lb H<sub>2</sub>O es usado en las deshidratadoras.

Normalmente, la concentración del TEG pobre o seco es de 98 a 99.5% en peso, ésta puede determinarse con base en la temperatura de la torre y la depresión o disminución del punto de rocío. Existen varios procesos y principios para obtener una pureza de TEG mayor al 98% en peso, la cual corresponde a la pureza del TEG que se obtiene por calentamiento a 400°F y a presión atmosférica.

El método más común para aumentar la concentración del glicol ha sido el uso de gas de despojo o por medio de vacío en el rehervidor. Otros procesos patentados que se usan para aumentar la pureza del glicol y así lograr una mayor disminución del punto de rocío del agua son el proceso DRIZO y el proceso COLDFINGER. En la operación de unidades de deshidratación con glicol se pueden presentar problemas operacionales tales como:

1. Contaminación del glicol por presencia de materiales extraños suspendidos, que causan espuma en la contactora y por ende, arrastre de glicol por parte del gas.
2. Para evitar presencia de líquido (agua, hidrocarburos livianos) en la corriente de entrada a la unidad, se debe colocar un separador despojador (Scrubber) antes de la contactora.
3. Problemas de bombeo cuando se manejan bajas temperaturas, que aumentan la viscosidad de las soluciones de glicol altamente concentradas.
4. Las pérdidas de glicol deben ser controladas a menos de 0.1 galón por cada MMPCS de dióxido de carbono tratado.
5. El uso de glicol conlleva a problemas de corrosión. Esto se agrava si el gas a tratar es ácido, como el CO<sub>2</sub>. El glicol se vuelve altamente corrosivo si su pH es menor de 6. Los problemas de corrosión se controlan al agregar un galón de amina por cada galón de glicol.

A pesar de los problemas asociados a su operación, la absorción con glicol es el método tradicional de deshidratación, ya que ha demostrado ser eficiente para conseguir las especificaciones de calidad requeridas, y a que su operación es bastante conocida. Para mitigar las limitaciones de espacio en locaciones offshore, las plataformas más nuevas están usando empaque estructurado en las contactoras con glicol para reducir su diámetro y peso. Estas unidades deben conseguir un contenido de agua menor que (4 lbH<sub>2</sub>O / MMSCF).

### **2.9.3. Sistema Criogénico Ryan Holmes**

En el proceso de Ryan Holmes el dióxido de carbono seco entra a alta presión y libre de agua. La torre de fraccionamiento tiene una cantidad de etapas teóricas. El gas sufre una caída de presión y pasa a través del intercambiador de calor, donde la temperatura por lo general debe caer a -40 °C. Después de esto, pasa a una torre de fraccionamiento, donde los compuestos orgánicos volátiles como metano y etano se separan del CO<sub>2</sub>.

## CAPÍTULO 3

### DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO<sub>2</sub>

#### 3.1. PURIFICACIÓN DEL DIOXIDO DE CARBONO

De acuerdo al artículo científico “Purificación de dióxido de carbono emitido en plantas de tratamiento de gas” (Nancy Gómez y Martha Cobo) se debe tomar en cuenta lo siguiente: Las condiciones de captura dependen de las concentraciones de CO<sub>2</sub> y la presión de la corriente, y se requerirán tecnologías diferentes para el funcionamiento óptimo en términos de energía y costo. Por ejemplo, para una corriente de gas que contiene elevadas cantidades de agua saturada, se requiere la remoción de esta agua. Para ello, la deshidratación con trietilenglicol (TEG) es el proceso más utilizado en la industria del petróleo y el gas (O&G), que se combina con un proceso de adsorción para la remoción de agua remanente. Por otra parte, esta corriente viaja con H<sub>2</sub>S que puede eliminarse mediante un proceso de absorción con MDEA. Este solvente es selectivo para eliminar H<sub>2</sub>S y los requerimientos energéticos para su regeneración son bajos.

Por otro lado, los procesos criogénicos pueden producir corrientes de CO<sub>2</sub> altamente puras, pero deben considerar el uso de refrigeración y alto consumo de energía. Los tamices moleculares también se pueden usar como desecantes para deshidratar las corrientes de CO<sub>2</sub>. Los adsorbentes como cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>), silicatos de aluminio y tamices moleculares se pueden usar como desecantes consumibles para deshidratar CO<sub>2</sub>.

El diseño de proceso debe permitir la purificación de CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera desde el sistema de endulzamiento de gas natural en plantas de Tratamiento de Gas, para su posterior comercialización. Esto con el fin de ofrecer una alternativa para reducir las emisiones de GEI y generar un mecanismo de desarrollo limpio en el proceso de una planta de Tratamiento de Gas.

En la industria alimenticia, el  $\text{CO}_2$  se puede utilizar en bebidas carbonatadas y como fluido supercrítico, requiriendo una pureza de entre 99,5 y 99,9% mol, la cual puede ser alcanzada con un adecuado diseño y uso de tecnologías apropiadas.

### **3.1.1. Caracterización de la corriente de $\text{CO}_2$ a purificar**

Se toma en primera instancia muestras de la corriente de gas ácido de la torre de regeneración del sistema de endulzamiento de la planta de Tratamiento de Gas (corriente de  $\text{CO}_2$ ). Las condiciones de operación (presión y temperatura) de la torre de regeneración de amina en el momento del muestreo son dadas por la corriente de dióxido de carbono.

### **3.1.2. Simulación de los procesos de purificación de $\text{CO}_2$**

La purificación de  $\text{CO}_2$  se simula utilizando tres procesos:

- 1) Eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  por absorción con aminas
- 2) Deshidratación con TEG y
- 3) Sistema criogénico Ryan Holmes para remoción de compuestos livianos (metano-etano)

Cada tecnología se explica a continuación.

- **Proceso 1: Eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  por absorción con aminas**

La amina utilizada para este proceso por recomendación es el MDEA por su selectividad de remoción del  $\text{H}_2\text{S}$ . La corriente de  $\text{CO}_2$  entra en una torre de contacto, la solución de amina de MDEA se enfría y entra en la parte superior de la torre. La amina en el fondo de la torre se envía a la etapa de amina primaria a regenerar.

Este proceso es posible debido a que la solución de amina usada se toma del proceso principal de endulzamiento de la planta de estudio y esto disminuye el costo de implementar un

sistema de regeneración para esta tecnología. Este proceso de configuración se establece para conseguir la eliminación del H<sub>2</sub>S de la corriente de CO<sub>2</sub>.

- **Proceso 2: Deshidratación con TEG**

El gas entra por el fondo de la torre (desde el sistema de amina) y el TEG entra en la parte superior. El glicol rico sale del fondo de la torre y pasa a través de un intercambiador de placas (glicol rico/pobre), donde intercambia calor con el glicol pobre para aumentar la temperatura. La solución de glicol regenerado pasa a través del intercambiador de calor de placas y luego se enfría con el gas de proceso y vuelve a la etapa de absorción. Por su lado, el gas parcialmente saturado sale de la parte superior de la torre.

- **Proceso 3: Sistema criogénico Ryan Holmes**

En el proceso de Ryan Holmes el dióxido de carbono seco entra a alta presión y libre de agua. La torre de fraccionamiento tiene una cantidad de etapas teóricas. El gas sufre una caída de presión y pasa a través del intercambiador de calor, donde la temperatura por lo general debe caer a -40 °C. Después de esto, pasa a una torre de fraccionamiento, donde los compuestos orgánicos volátiles como metano y etano se separan del CO<sub>2</sub>.

### **3.1.3. Recuperación y pureza de CO<sub>2</sub>**

La eficiencia de cada sistema se determina mediante un balance de masa en cada tecnología, dadas las entradas y salidas. Se evalúa la recuperación de CO<sub>2</sub>, de acuerdo con la ecuación 1, donde los flujos están en kmol/h, y la pureza de dicha corriente se contrasta con el valor requerido en la industria alimenticia, de mínimo 99,95% mol.

$$\text{Recuperación de } CO_2 = \frac{\text{Salida de } CO_2}{\text{Entrada de } CO_2} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

## 3.2. DISEÑO Y CÁLCULO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG

### 3.2.1. Cálculo del diámetro de la Torre Contactora

- Cálculo de flujo Volumétrico según la siguiente formula:

$$Q_{OP} = \frac{P_{SC} * Q_{SC} * T_{OP} * Z_{OP}}{T_{SC} * Z_{SC} * P_{OP}} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Dónde:

$$Q_{OP} = \text{Flujo volumetrico a condiciones de operación} \left( \frac{ft^3}{d} \right)$$

$$P_{OP} = \text{Presión de operación de la torre contactora (psia)}$$

$$T_{OP} = \text{Temperatura de operación de la torre contactora (R)}$$

$$Z_{OP} = \text{Factor de compresibilidad de la corriente de } CO_2 \text{ (adimensional)}$$

$$P_{SC} = \text{Presión estándar (14,7 psia)}$$

$$T_{SC} = \text{Temperatura estándar (520 R)}$$

$$Z_{SC} = \text{Factor de compresibilidad estándar (1)}$$

$$Q_{SC} = \text{Flujo volumetrico a condiciones estándar (MMscfd)}$$

En el caso de que no se conozca  $Z_{OP}$  podemos calcularlo con la correlación de Papay:

$$Z_{OP} = 1 - \frac{3,52 * P_r}{10^{0,9813 * T_r}} + \frac{0,274 * P_r^2}{10^{0,8157 * T_r}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Dónde:

$$P_r = \frac{P_g}{P_c} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

$$T_r = \frac{T_g}{T_c} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

$P_r =$  Presión reducida (adimensional)

$T_r =$  Temperatura reducida (adimensional)

$P_c =$  Presión pseudocrítica (psia)

$T_c =$  Temperatura pseudocrítica (R)

$P_g =$  Presión de la corriente de  $\text{CO}_2$  (psia)

$T_g =$  Temperatura de la corriente de  $\text{CO}_2$  (R)

Para hallar la presión y temperatura pseudocrítica se lo calcula en función de la composición:

$$P_c = \sum_{i=1}^n X_i * P_{c_i} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

$$T_c = \sum_{i=1}^n X_i * T_{c_i} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde:

$X_i =$  Fracción molar del componente  $i$  (adimensional)

$P_{c_i} =$  Presión crítica del componente  $i$  (psia)

$T_{c_i} =$  Temperatura crítica del componente  $i$  (R)

- Cálculo de la densidad del gas

$$\rho_G = 2,70 * \frac{SG * P}{T * Z} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Dónde:

$$\rho_G = \text{Densidad de la corriente de } CO_2 \left( \frac{lb}{ft^3} \right)$$

$SG = \text{Gravedad específica de la corriente de } CO_2 \text{ (adimensional)}$

$P = \text{Presión de la corriente de } CO_2 \text{ (psia)}$

$T = \text{Temperatura de la corriente de } CO_2 \text{ (R)}$

$Z = \text{Factor de compresibilidad de la corriente de } CO_2 \text{ (adimensional)}$

$$SG = \frac{M_{gas}}{M_{aire}} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Dónde:

$SG = \text{Gravedad específica de la corriente de gas (adimensional)}$

$$M_{gas} = \text{Peso molecular de la corriente de } CO_2 \left( \frac{lb}{lb - mol} \right)$$

$$M_{aire} = \text{Peso molecular del aire} \left( 28,96 \frac{lb}{lb - mol} \right)$$

Luego, reemplazando en la ecuación de Souders – Brown:

$$v_{max} = C * \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Dónde:

$$v_{max} = \text{Velocidad de vapor máxima permitida} \left( \frac{ft}{h} \right)$$

$$\rho_L = \text{Densidad del glicol} \left( \frac{lb}{ft^3} \right)$$

$$\rho_G = \text{Densidad de la corriente de } CO_2 \left( \frac{lb}{ft^3} \right)$$

$$C = \text{Factor de dimensionamiento} \left( \frac{ft}{h} \right)$$

El factor C dependerá de los parámetros de dimensionamiento recomendados para la Torre

Contactora TEG:

**Tabla 3.1.** Parámetros de dimensionamiento de la Torre Contactora TEG

	<b>K factor (ft/s)</b>	<b>C factor (ft/h)</b>
<b>Bubble Cap Trays</b>		
20 inch spacing	0,14	504
24 inch spacing	0,16	576
30 inch spacing	0,17	612
<b>Packing</b>		
Structured Random	0,3 to 0,4*	1080 – 1440*
1 inch Pall rings	0,3 to 0,18	468 – 648
2 inch Pall rings	0,19 to 0,26	684 - 936
* Depending on packing density and vendor		

**Fuente:** Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

- Cálculo de la sección de la columna:

$$A = \frac{Q_{OP}}{v_{max}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Dónde:

$A = \text{Área de la torre contactora (ft}^2\text{)}$

$Q_{OP} = \text{Flujo volumetrico a condiciones de operación } \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{h}}\right)$

$v_{max} = \text{Velocidad de vapor máxima permitida } \left(\frac{\text{ft}}{\text{h}}\right)$

Finalmente, el cálculo del diámetro de la columna:

$$d = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Dónde:

$d = \text{Diámetro de la torre contactora (ft)}$

$A = \text{Área de la torre contactora (ft}^2\text{)}$

### 3.2.2. Cálculo de la altura de la torre contactora

- Cálculo de la eficiencia de agua removida

$$W_r = \frac{W_i - W_f}{W_i} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Dónde:

$W_r$  = Eficiencia de agua removida (adimensional)

$W_i$  = Contenido de agua inicial en la corriente de  $CO_2$   $\left(\frac{lb_{H_2O}}{MMscf}\right)$

$W_f$  = Contenido de agua final deseado  $\left(\frac{lb_{H_2O}}{MMscf}\right)$

- Determinación del número de platos teóricos

Se lo realiza con el uso de gráficas, donde se debe determinar el número de platos teóricos (N) en función del agua removida ( $W_r$ ) y la tasa de circulación del TEG a varias concentraciones. Es decir con una de estas graficas (Figuras 3.1, 3.2, 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6) se determinan las siguientes variables:

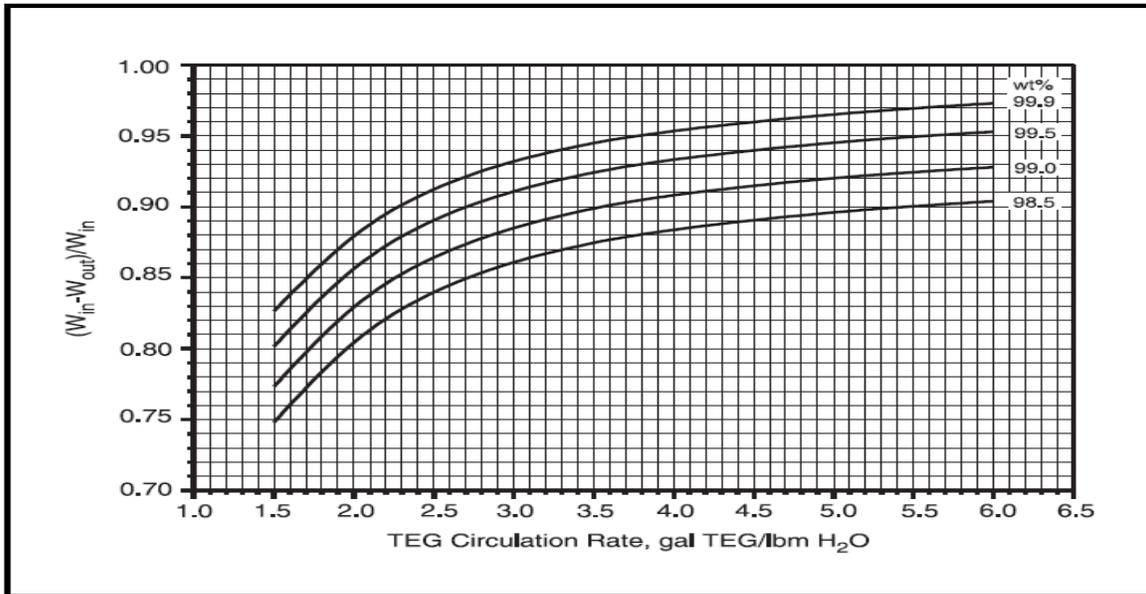
$N_{Teo}$  = Número de platos teóricos

%TEG = Porcentaje de TEG del glicol pobre a ingresar en la contactora (%)

El procedimiento consiste en intersectar una línea horizontal considerando el valor de cálculo del agua removida ( $W_r$ ).

## Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5)

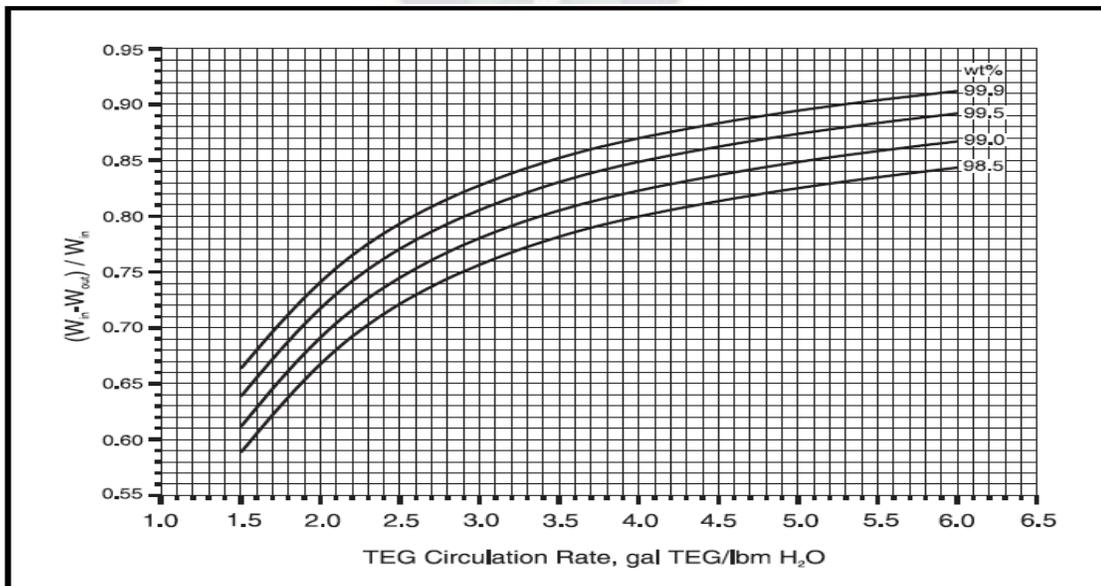
Figura 3.1. Determinación de parámetros a N=1,5



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

## Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)

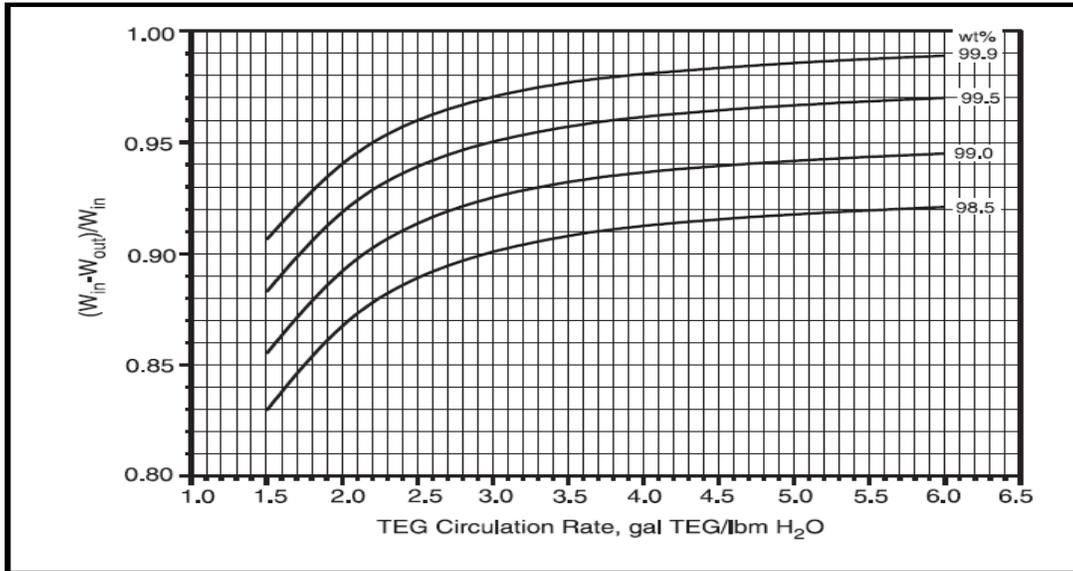
Figura 3.2. Determinación de parámetros a N=1,0



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)

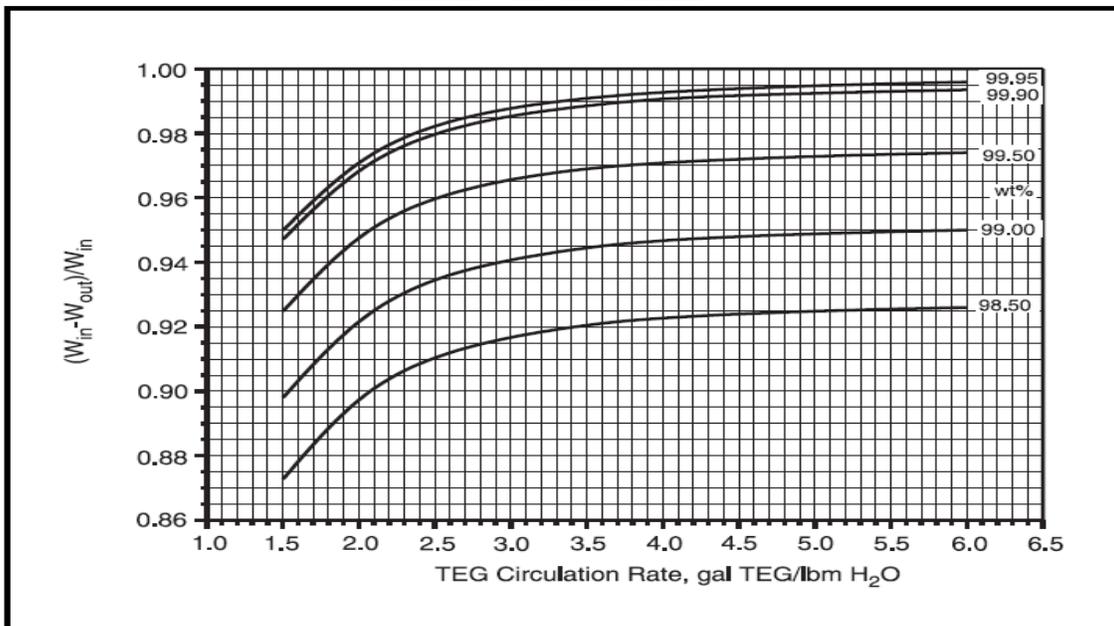
Figura 3.3. Determinación de parámetros a N=2,0



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5)

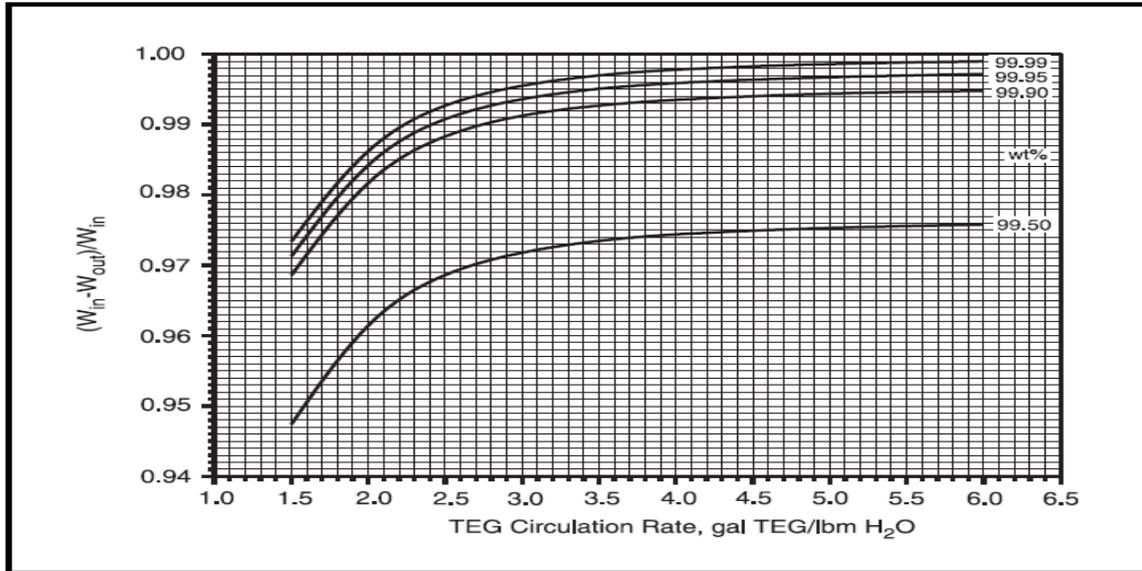
Figura 3.4. Determinación de parámetros a N=2,5



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)

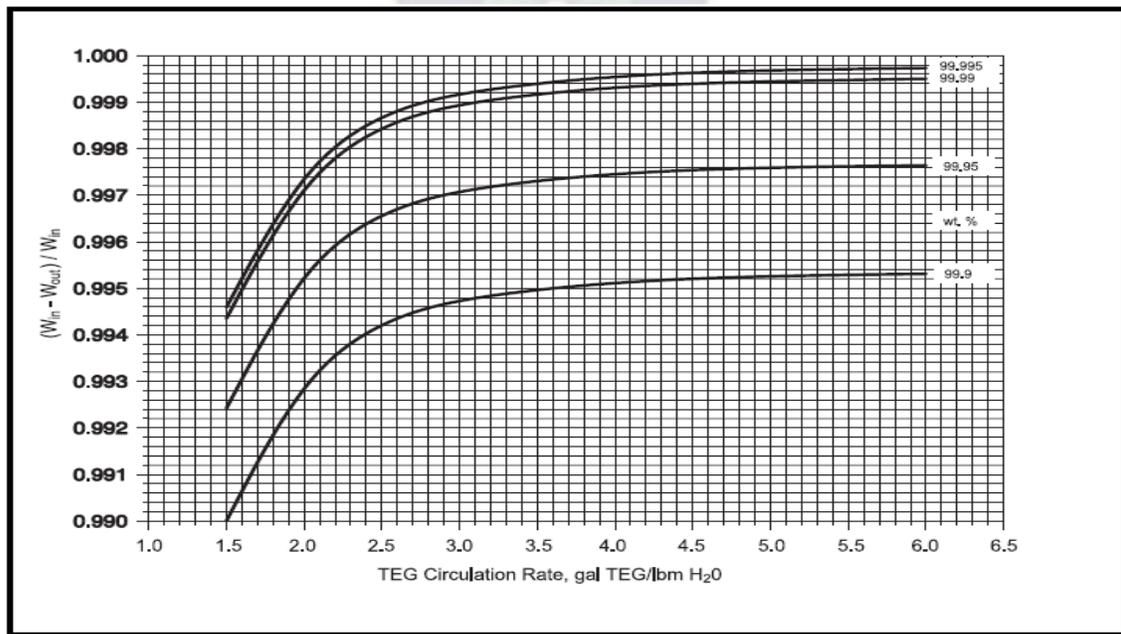
Figura 3.5. Determinación de parámetros a N=3,0



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=4)

Figura 3.6. Determinación de parámetros a N=4,0



Fuente: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, GPSA (2004)

- Determinación del número de platos reales

$$N_{real} = \frac{N_{Teo}}{0,25} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Dónde:

$N_{Teo}$  = Número de platos teóricos

$N_{real}$  = Número de platos real

- Determinación de la altura de la Torre Contactora

$$H_T = N_{real} * \frac{\text{espaciamiento}}{1 \text{ plato}} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Dónde:

$H_T$  = Altura de la torre contactora (ft)

$N_{real}$  = Número de platos real

espaciamiento = Determinado en los parametros de dimensionamiento (tabla 3.1)

### 3.2.3. Cálculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico

- Cálculo del flujo de masa de glicol pobre

$$\dot{m}_{GP} = v_{circ} * (W_i - W_f) * Q_{SC} * \rho_{TEG} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Dónde:

$\dot{m}_{GP}$  = Flujo de masa de glicol pobre  $\left(\frac{lb}{h}\right)$

$v_{circ}$  = Velocidad de circulación del TEG  $\left(\frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}}\right)$

$W_i$  = Contenido de agua inicial en la corriente de  $CO_2$   $\left(\frac{lb_{H2O}}{MMscf}\right)$

$$W_f = \text{Contenido de agua final deseado} \left( \frac{lb_{H_2O}}{MMscf} \right)$$

$$Q_{SC} = \text{Flujo volumetrico a condiciones estándar} \left( \frac{MMscf}{h} \right)$$

$$\rho_{TEG} = \text{Densidad del TEG} \left( \frac{lb}{gal} \right)$$

- Cálculo del flujo de masa de glicol rico

$$\dot{m}_{TEG \text{ puro}} = \dot{m}_{GP} * \%TEG_{GP} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

$$\dot{m}_{GR} = \frac{\dot{m}_{TEG \text{ puro}}}{\%TEG_{GR}} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Dónde:

$$\dot{m}_{GR} = \text{Flujo de masa de glicol rico} \left( \frac{lb}{h} \right)$$

$$\dot{m}_{TEG \text{ puro}} = \text{Flujo de masa de TEG puro} \left( \frac{lb}{h} \right)$$

$$\dot{m}_{GP} = \text{Flujo de masa de glicol pobre} \left( \frac{lb}{h} \right)$$

$$\%TEG_{GP} = \text{Porcentaje de TEG en el glicol pobre} (\%)$$

$$\%TEG_{GR} = \text{Porcentaje de TEG en el glicol rico} (\%)$$

Donde para el cálculo del porcentaje de TEG en el glicol rico, se lo puede calcular de la siguiente forma:

$$\%TEG_{GR} = \frac{\dot{m}_{TEG \text{ puro}}}{\dot{m}_{TEG \text{ puro}} + \dot{m}_{H_2O}} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Donde:

$$\%TEG_{GR} = \text{Porcentaje de TEG en el glicol rico} (\%)$$

$$\dot{m}_{TEG \text{ puro}} = \text{Flujo de masa de TEG puro} \left( \frac{lb}{h} \right)$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \text{Flujo masico de agua} \left( \frac{lb}{h} \right)$$

### 3.2.4. Cálculo de la potencia del reboiler

- Determinación de la temperatura de la corriente al reboiler

$$T_{reb} = \frac{\dot{m}_{GP} * C_{P_{GP}}}{\dot{m}_{GR} * C_{P_{GR}}} (T_{Reg} - T_{Mez}) + T_{op} \quad (\text{Ec. 3. 20})$$

Donde:

$$T_{reb} = \text{Temperatura del glicol rico al reboiler } (^\circ\text{F})$$

$$\dot{m}_{GP} = \text{Flujo de masa de glicol pobre } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h}}\right)$$

$$\dot{m}_{GR} = \text{Flujo de masa de glicol rico } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h}}\right)$$

$$C_{P_{GP}} = \text{Calor específico del glicol pobre } \left(0,65 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ\text{F}}\right)$$

$$C_{P_{GR}} = \text{Calor específico del glicol rico } \left(0,58 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ\text{F}}\right)$$

$$T_{Reg} = \text{Temperatura del glicol pobre regenerado } (^\circ\text{F})$$

$$T_{Mez} = \text{Temperatura del glicol pobre al mezclador } (^\circ\text{F})$$

$$T_{op} = \text{Temperatura de operación de la torre contactora } (^\circ\text{F})$$

- Determinación de la carga térmica total

$$Q_{vap \text{ H}_2\text{O}} = \frac{\Delta H_{vap \text{ H}_2\text{O}}}{v_{circ}} \quad (\text{Ec. 3. 21})$$

Donde:

$$Q_{vap \text{ H}_2\text{O}} = \text{Vaporización de agua absorbida } \left(\frac{\text{BTU}}{\text{gal}_{TEG}}\right)$$

$$\Delta H_{vap \text{ H}_2\text{O}} = \text{Calor de vaporización del agua } \left(970 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}\right)$$

$$v_{circ} = \text{Velocidad de circulación del TEG } \left(\frac{\text{gal}_{TEG}}{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}\right)$$

$$Q_{TEG} = C_{P_{GP}} * \rho_{TEG} * (T_{Reg} - T_{reb}) \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Donde:

$$Q_{TEG} = \text{Calor sensible del TEG} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$C_{P_{GP}} = \text{Calor específico del glicol pobre} \left( 0,65 \frac{BTU}{lb * ^\circ F} \right)$$

$$\rho_{TEG} = \text{Densidad del TEG} \left( \frac{lb}{gal} \right)$$

$T_{Reg}$  = Temperatura del glicol pobre regenerado ( $^\circ F$ )

$T_{reb}$  = Temperatura del glicol rico al reboiler ( $^\circ F$ )

$$Q_{cond} = 0,25 * Q_{vap H_2O} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

$$Q_{cond} = \text{Carga térmica del condensador} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$Q_{vap H_2O} = \text{Vaporización de agua absorbida} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

Finalmente:

$$Q_T = 1,1 * (Q_{vap H_2O} + Q_{TEG} + Q_{cond}) \quad (\text{Ec. 3.24})$$

Dónde:

$$Q_T = \text{Carga térmica total} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$Q_{vap H_2O} = \text{Vaporización de agua absorbida} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$Q_{TEG} = \text{Calor sensible del TEG} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$Q_{cond} = \text{Carga térmica del condensador} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

- Determinación de la potencia del reboiler

$$POT_{reb} = Q_T * v_{circ} * (W_i - W_f) * Q_{SC} \quad (\text{Ec. 3.25})$$

Donde:

$$POT_{reb} = \text{Potencia del reboiler} \left( \frac{BTU}{h} \right)$$

$$Q_T = \text{Carga térmica total} \left( \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$v_{circ} = \text{Velocidad de circulación del TEG} \left( \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}} \right)$$

$$W_i = \text{Contenido de agua inicial en la corriente de } CO_2 \left( \frac{lb_{H2O}}{MMscf} \right)$$

$$W_f = \text{Contenido de agua final deseado} \left( \frac{lb_{H2O}}{MMscf} \right)$$

$$Q_{SC} = \text{Flujo volumetrico a condiciones estándar} \left( \frac{MMscf}{h} \right)$$

## **CAPÍTULO 4**

### **APLICACIÓN DEL DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO<sub>2</sub> EN LA PLANTA DE SANTA ROSA**

#### **4.1. ESTUDIO DEL CASO**

Para poder realizar una evaluación de la factibilidad de la implementación de una unidad purificadora de dióxido de carbono es necesario contar con información específica de distintos parámetros relacionados al diseño de dicha unidad. Básicamente se debe contar con información de la corriente de dióxido de carbono emitido en plantas de tratamiento de gas que cuentan con una unidad de endulzamiento con aminas.

##### **4.1.1. PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS CON UNIDADES DE AMINAS**

Las plantas de tratamiento de gas en Bolivia que cuentan con una unidad de endulzamiento en su diseño, por lo tanto a las que se puede aplicar una adición de una nueva unidad de tratamiento y purificación de dióxido de carbono, son las siguientes:

- 1) Planta Santa Rosa
- 2) Planta Sábalo
- 3) Planta San Alberto
- 4) Planta Itau
- 5) Planta Tacobo
- 6) Planta Carrasco

## 4.2. INFORMACIÓN GENERAL – PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS SANTA ROSA

### 4.2.1. Descripción General

La planta de Santa Rosa no cuenta con tanques de almacenamiento, toda la producción de condensado y gasolina es transferida a la planta Humberto Suarez Roca donde se cuenta con tanques: uno separador y uno lavador.

**Tabla 4.1.** Descripción general de la Planta Santa Rosa

Ubicación	La planta de Santa Rosa está ubicado en el departamento de Santa Cruz, provincia Sara, municipio de Santa Rosa de Sara, el mismo fue descubierto por YPFB con la perforación del pozo SRW-X6 entre los años 1981y 1982.
Tipo de planta	Dew Point (Ajuste de punto de rocío) con recuperación de Gasolina Natural
Participación	YPFB Chaco
Campos que la alimentan	Los campos que alimentan la planta Santa Rosa son: Palometas, Junín, Junín este, Santa Rosa y Santa Rosa oeste.
Capacidad Máx.	60,0 MMpcd
Producción promedio	Gas natural: 1,35 MMm3/día Líquidos: 99 BPD

**Fuente:** Agencia Nacional de Hidrocarburos, Fichas técnicas de las plantas que operan en Bolivia, ANH (2017)

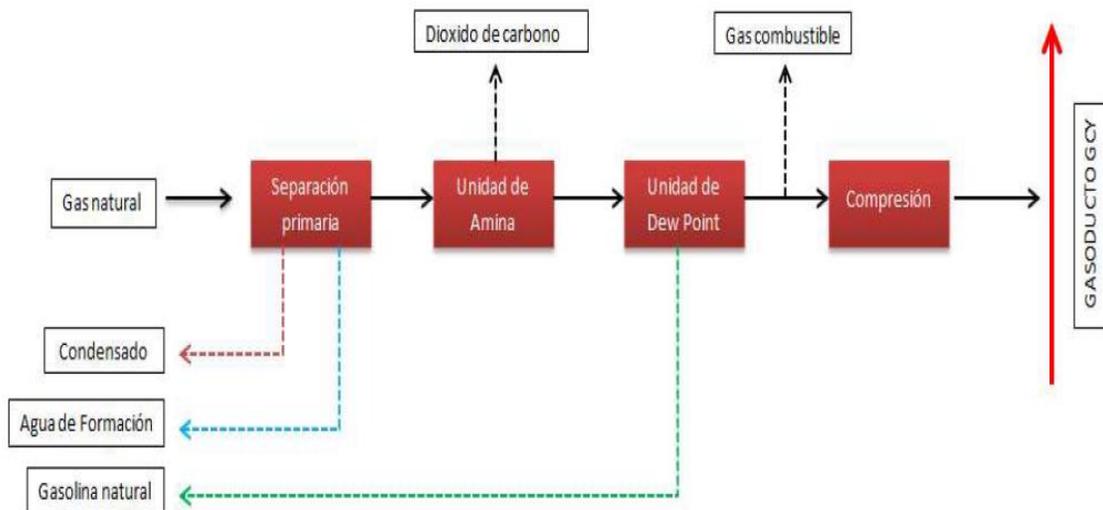
De acuerdo a la Tabla 4.1 la planta de tratamiento de gas de Santa Rosa cuenta con una capacidad máxima de procesamiento de gas natural de 60,0 MMpcd. La planta está conformada por los siguientes sistemas (los cuales se muestran en la Figura 4.1):

- Sistema de recolección
- Sistema de separación
- Sistema de endulzamiento

- Sistema de deshidratación
- Sistema de refrigeración mecánica
- Sistema de compresión
- Sistemas auxiliares (sistema contra incendios, sala de control, seguridad)

Para realizar el proceso de deshidratación del gas se emplea monoetilenglicol (MEG), el cual mediante un proceso de absorción a través de los intercambiadores de calor remueve el agua del gas, el MEG es inyectado en los puntos más fríos del intercambiador gas/gas y chiller. Luego el gas es dirigido al separador frío.

**Figura 4.1.** Esquema general de la planta Santa Rosa

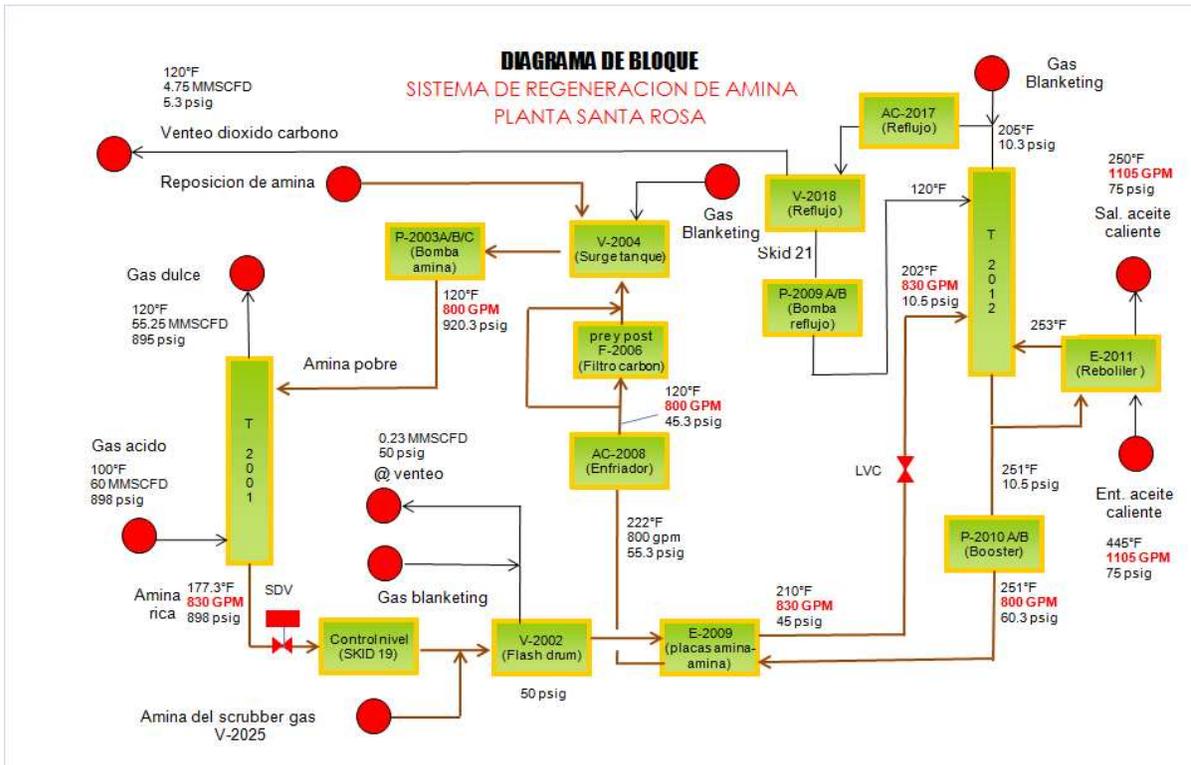


**Fuente:** Agencia Nacional de Hidrocarburos, Fichas técnicas de las plantas que operan en Bolivia, ANH (2017)

#### 4.2.2. Descripción de la Corriente de Dióxido de Carbono

La planta de tratamiento de gas Santa Rosa cuenta con un sistema de endulzamiento que utiliza el sistema de regeneración con aminas, de la cual la corriente de salida es la corriente de dióxido de carbono, la cual es muy importante para determinar la factibilidad de su purificación y posterior uso en otras industrias.

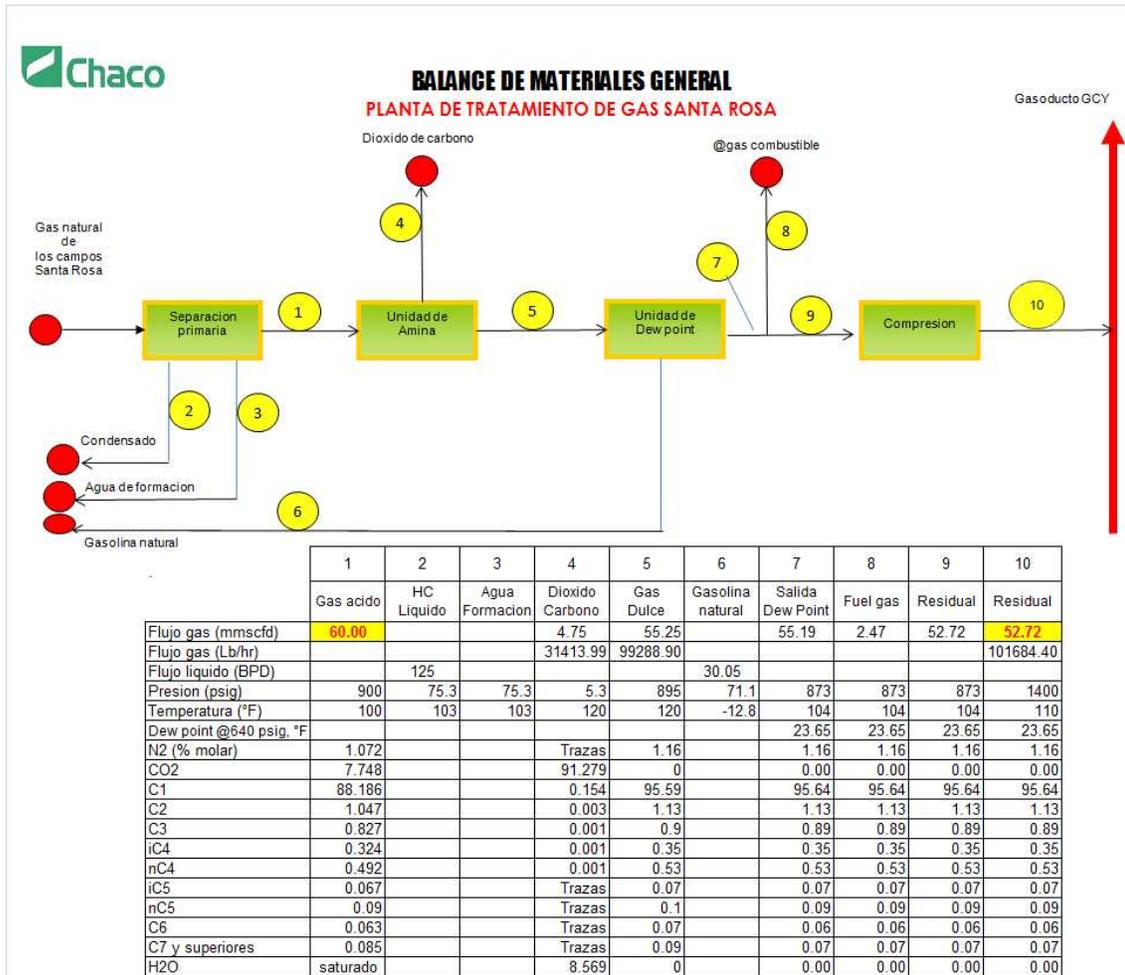
**Figura 4.2.** Diagrama de bloque del sistema de endulzamiento de la planta Santa Rosa



**Fuente:** Prudencio Guido, Descripción general de la planta Santa Rosa, Chaco (2009)

El sistema de regeneración de amina de la planta de Santa Rosa tiene el propósito de remover el dióxido de carbono de la corriente de gas (gas ácido) para así obtener un gas dulce. En la figura 4.2 se puede observar la secuencia del proceso: el gas ácido entra a una torre contactora (T2001) donde la amina pobre entra en contacto con el CO<sub>2</sub> y lo separa y lo lleva a un tambor de separación, del cual un porcentaje del flujo se lleva a venteo para disminuir la presión, el flujo restante va hacia un intercambiador de calor (placas amina-amina) para así aumentar la temperatura de la corriente y proseguir con el sistema de regeneración de la amina (T2012). Por la parte superior sale la corriente del dióxido de carbono que se lo lleva a venteo, y por la parte inferior sale la amina regenerada, la que pasara por el intercambiador de calor, y también por un enfriador, un tanque de surgencia y una bomba para adecuarse a los parámetros de la torre contactora, y de esa manera cerrar el ciclo.

**Figura 4.3.** Características de todas las unidades de la planta Santa Rosa



**Fuente:** Prudencio Guido, Descripción general de la planta Santa Rosa, Chaco (2009)

En la figura 4.3 se puede apreciar las características de las distintas corrientes existentes en la planta de tratamiento de gas de Santa Rosa, pero de las cuales, la que es relevante para el presente proyecto es la corriente número 4, la del dióxido de carbono. Como se pudo observar en la figura 4.2 esta corriente de CO<sub>2</sub> es llevada directamente a venteo, lo que supone una emisión directa a la atmósfera, razón por la cual la unidad de tratamiento y purificación se hace necesaria para destinar esta corriente a otros usos.

Los datos de la composición y variables de operación de la corriente de dióxido de carbono a considerar son resumidos en la Tabla 4.2:

**Tabla 4.2.** Datos de la corriente de Dióxido de Carbono

	<b>Dióxido Carbono</b>
Flujo gas (mmscfd)	4,75
Flujo gas (lb/hr)	31413,99
Flujo liquido (BPD)	-
Presión (psig)	5,3
Temperatura (°F)	120
Dew Point @640psig, °F	-
N <sub>2</sub> (%molar)	Trazas
CO <sub>2</sub>	91,279
C1	0,154
C2	0,003
C3	0,001
iC4	0,001
nC4	0,001
iC5	Trazas
nC5	Trazas
C6	Trazas
C7+	Trazas
H <sub>2</sub> O	8,561

**Fuente:** Prudencio Guido, Descripción general de la planta Santa Rosa, Chaco (2009)

### **4.3. DISEÑO DE UNA UNIDAD PURIFICADORA DE CO<sub>2</sub> EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS DE SANTA ROSA**

La purificación de CO<sub>2</sub> se simula utilizando tres procesos:

- 1) Eliminación de H<sub>2</sub>S por absorción con aminas
- 2) Deshidratación con TEG
- 3) Sistema criogénico Ryan Holmes para remoción de compuestos livianos (metano-etano)

- **Proceso 1: Eliminación de H<sub>2</sub>S por absorción con aminas**

Para el caso de la planta Santa Rosa, la composición del gas tratado no presenta en ningún momento ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), mucho menos en la composición de la corriente de dióxido de carbono a la salida de la unidad de endulzamiento de la planta, por lo que no se hace necesario contar con una unidad adicional de absorción por aminas para la purificación.

- **Proceso 2: Deshidratación con TEG**

Como se puede apreciar en la tabla 4.2, el contenido de agua presente en la corriente de dióxido de carbono es muy alta, por lo que se hace necesario contar con una unidad de deshidratación para remover el agua, el sistema de deshidratación seleccionado será por absorción con glicoles, en particular con el uso del trietilenglicol (TEG) y siguiendo el procedimiento de diseño desarrollado en el capítulo 3.

- **Proceso 3: Sistema criogénico Ryan Holmes**

Este sistema solo es conveniente si en la corriente de dióxido de carbono se tiene un alto porcentaje de metano y etano, pero considerando la composición de la tabla 4.2, no sucede tal situación, razón por la cual no es necesario implementar este sistema.

#### **4.4. DISEÑO Y CÁLCULO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG**

##### **4.4.1. Cálculo del diámetro de la Torre Contactora**

- Cálculo del flujo volumétrico de operación

Dónde se tienen los siguientes datos:

$$P_{SC} = 14,7 \text{ psia}$$

$$T_{SC} = 520 R$$

$$Z_{SC} = 1$$

$$T_{OP} = 120^{\circ}\text{F} = 580 R$$

$$P_{OP} = 5,3 \text{ psig} = 14,7 \text{ psia}$$

$$Q_{SC} = 4,75 \text{ MMscfd}$$

La Tabla 4.3 muestra la composición de la corriente de salida del sistema de endulzamiento de la planta, junto con los valores de las presiones y temperaturas críticas de cada componente.

**Tabla 4.3.** Composición de la corriente de dióxido de carbono

Componente	% Molar	Pc (psia)	Tc (F)	Xi
CO2	91,279	1069,50	87,73	0,91279
C1	0,154	667,00	-116,66	0,00154
C2	0,003	707,80	90,07	0,00003
C3	0,001	615,00	205,92	0,00001
iC4	0,001	527,90	247,41	0,00001
nC4	0,001	548,80	305,51	0,00001
H2O	8,561	3200,1	705,11	0,08561

**Fuente:** Adaptado de Prudencio Guido, Descripción general de la planta Santa Rosa, Chaco (2009)

Para hallar la presión y temperatura pseudocrítica se lo obtienen de las ecuaciones 3.6 y 3.7:

$$P_c = \sum_{i=1}^n X_i * P_{c_i}$$

$$T_c = \sum_{i=1}^n X_i * T_{c_i}$$

Los valores de los cálculos de la presión y temperatura pseudocrítica se muestran en la Tabla 4.4:

**Tabla 4.4.** Cálculo de la Presión y Temperatura pseudocrítica

Componente	% Molar	Pc (psia)	Tc (F)	Xi	Xi*Pc	Xi*Tc
CO <sub>2</sub>	91,279	1069,50	87,73	0,91279	976,228905	499,962467
C1	0,154	667,00	-116,66	0,00154	1,02718	0,5287436
C2	0,003	707,80	90,07	0,00003	0,021234	0,0165021
C3	0,001	615,00	205,92	0,00001	0,00615	0,0066592
iC4	0,001	527,90	247,41	0,00001	0,005279	0,0070741
nC4	0,001	548,80	305,51	0,00001	0,005488	0,0076551
H <sub>2</sub> O	8,561	3200,1	705,11	0,08561	273,960561	99,7450671
					1251,2548	600,274168

$$P_c = 1251,25 \text{ psia}$$

$$T_c = 600,27 \text{ R}$$

Para el cálculo de la presión y temperatura reducida, de las ecuaciones 3.4 y 3.5:

$$P_r = \frac{P_g}{P_c} = \frac{20 \text{ psia}}{1251,25 \text{ psia}}$$

$$P_r = 0,016$$

$$T_r = \frac{T_g}{T_c} = \frac{580 \text{ R}}{600,27 \text{ R}}$$

$$T_r = 0,966$$

Para el cálculo del factor de compresibilidad, de la ecuación 3.3:

$$Z_{OP} = 1 - \frac{3,52 * P_r}{10^{0,9813 * T_r}} + \frac{0,274 * P_r^2}{10^{0,8157 * T_r}}$$

$$Z_{OP} = 1 - \frac{3,52 * 0,016}{10^{0,9813 * 0,966}} + \frac{0,274 * 0,016^2}{10^{0,8157 * 0,966}}$$

$$Z_{OP} = 0,994$$

Finalmente de la ecuación 3.2 calculamos el caudal de operación:

$$Q_{OP} = \frac{P_{SC} * Q_{SC} * T_{OP} * Z_{OP}}{T_{SC} * Z_{SC} * P_{OP}}$$

$$Q_{OP} = \frac{14,7 \text{ psia} * 580 \text{ R} * 0,994}{520 \text{ R} * 1 * 20 \text{ psia}} * 4,75 \frac{\text{MMscf}}{\text{d}} * \frac{10^6}{1 \text{ MM}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

$$Q_{OP} = 161280,08 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$$

Entonces el caudal de procesamiento de la Torre contactora será de 161280,08 pies cúbicos por hora, lo que se denomina caudal de operación

- Cálculo de la densidad del gas

De la ecuación 3.9 se calcula primero la gravedad específica:

$$SG = \frac{M_{gas}}{M_{aire}}$$

Para el cálculo del peso molecular del gas, en función de la composición, se construye la Tabla 4.5:

**Tabla 4.5.** Cálculo del peso molecular

Componente	% Molar	Xi	Mi (lb/lb-mol)	Xi*Mi
CO2	91,279	0,91279	44	40,16276
C1	0,154	0,00154	16	0,02464
C2	0,003	0,00003	30	0,0009
C3	0,001	0,00001	44	0,00044
iC4	0,001	0,00001	58	0,00058
nC4	0,001	0,00001	58	0,00058
H2O	8,561	0,08561	18	1,54098
				41,73088

$$M_{gas} = 41,73 \frac{\text{lb}}{\text{lb} - \text{mol}}$$

Entonces:

$$SG = \frac{M_{gas}}{M_{aire}} = \frac{41,73 \frac{lb}{lb - mol}}{28,96 \frac{lb}{lb - mol}}$$

$$SG = 1,441$$

Finalmente de la ecuación 3.8, para el cálculo de la densidad:

$$\rho_G = 2,70 * \frac{SG * P}{T * Z}$$
$$\rho_G = 2,70 * \frac{1,441 * 20 \text{ psia}}{580 \text{ R} * 0,994}$$

$$\rho_G = 0,135 \frac{lb}{ft^3}$$

La densidad del gas, es la densidad de la corriente de dióxido de carbono, la cual es el parámetro que sirve para calcular la velocidad máxima de operación de la Torre Contactora.

- Cálculo de la velocidad máxima:

De la ecuación de Souders – Brown (ecuación 3.10):

$$\rho_L = \text{Densidad del glicol} = 9,3 \text{ LPG}$$

$$v_{max} = C * \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5}$$

El factor C depende de los parámetros de dimensionamiento recomendados para la Torre Contactora TEG, considerando un espaciamiento de 2 ft (24 inch) de la Tabla 4.6, se tiene un valor del factor C de 576 ft/h, valor que se reemplazará a la anterior ecuación para el cálculo respectivo de la velocidad máxima.

**Tabla 4.6.** Determinación del factor C

	<b>K factor (ft/s)</b>	<b>C factor (ft/h)</b>
<b>Bubble Cap Trays</b>		
20 inch spacing	0,14	504
24 inch spacing	0,16	576
30 inch spacing	0,17	612
<b>Packing</b>		
Structured Random	0,3 to 0,4*	1080 – 1440*
1 inch Pall rings	0,3 to 0,18	468 – 648
2 inch Pall rings	0,19 to 0,26	684 - 936
* Depending on packing density and vendor		

Entonces:

$$v_{max} = 576 \frac{ft}{h} * \left( \frac{9,3 \frac{lb}{gal} * \frac{42 gal}{5,615 ft^3} - 0,135 \frac{lb}{ft^3}}{0,135 \frac{lb}{ft^3}} \right)^{0,5}$$

$$v_{max} = 13062,46 \frac{ft}{h}$$

La velocidad máxima de contacto en la torre será de 13062,46 ft/h, parámetro que es vital para el cálculo de las dimensiones, específicamente con este valor y el caudal de operación se obtiene el diámetro de la columna de absorción o torre contactora

- Cálculo de la sección de la columna:

De la ecuación 3.11:

$$A = \frac{Q_{OP}}{v_{max}} = \frac{161280,08 \frac{ft^3}{h}}{13062,46 \frac{ft}{h}}$$

$$A = 12,347 ft^2$$

Finalmente, el cálculo del diámetro de la columna, de la ecuación 3.12:

$$d = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 12,347 \text{ ft}^2}{\pi}}$$

$$d = 3,96 \text{ ft}$$

Por cuestiones de diseño y seguridad se elige un valor de diámetro mayor al calculado, para este caso sería 4 ft, pero podría ser un valor muy cercano al calculado, entonces:

$$d = 4,5 \text{ ft}$$

El diámetro de la torre contactora según los cálculos realizados debe de ser de 4,5 ft.

#### 4.4.2. Cálculo de la altura de la torre contactora

- Cálculo de la eficiencia de agua removida

De la ecuación 3.13:

$$W_r = \frac{W_i - W_f}{W_i}$$

Se conoce que el flujo volumétrico es de 161280,08 ft<sup>3</sup>/h (cálculo del caudal de operación) y la composición molar de agua es de 8,561% (dato de la composición de la corriente de dióxido de carbono de la tabla 4,2), entonces:

$$W_i = 161280,08 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} * \frac{0,135 \text{ lb}}{1 \text{ ft}^3} * \frac{1 \text{ lb} - \text{mol}}{41,731 \text{ lb}} * 0,08561 * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} = 1073 \frac{\text{lb} - \text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{d}}$$

$$W_i = 1073 \frac{\text{lb} - \text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{4,75 \text{ MMscf}} * \frac{18 \text{ lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{1 \text{ lb} - \text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$W_i = 4066 \frac{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{MMscf}}$$

Para el contenido de agua final, se asumirá un valor de 5, para así tener una remoción efectiva de agua, de la corriente principal:

$$W_f = 5 \frac{lb_{H_2O}}{MMscf}$$

Entonces, reemplazando en la ecuación:

$$W_r = \frac{W_i - W_f}{W_i} = \frac{4066 \frac{lb_{H_2O}}{MMscf} - 5 \frac{lb_{H_2O}}{MMscf}}{4066 \frac{lb_{H_2O}}{MMscf}}$$

$$W_r = 0,999$$

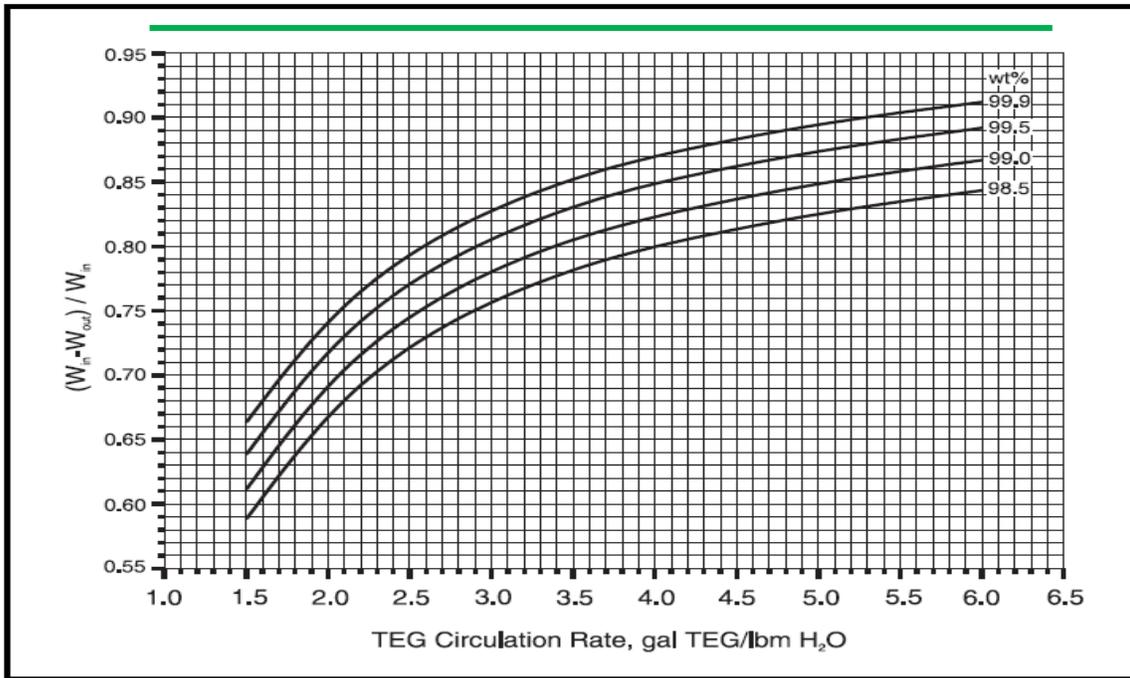
El anterior valor representa la eficiencia del agua removida, es un parámetro importante para determinar el número de platos teóricos de la torre contactora, que por lo general se lo especifica con monogramas (graficas que relacionan variables de diseño) de forma analítica. El valor de 0,999 requiere de una alta eficiencia de la torre para poder remover el contenido de agua hasta tener al final una relación de 5 libras de agua por cada millón de pies cúbicos estándar que se somete a tratamiento.

- Determinación del número de platos teóricos

Para el uso de las gráficas se considera el valor de  $W_r=0,999$  para encontrar los valores de la tasa de circulación de TEG y el porcentaje de glicol pobre que ingresa a la Torre Contactora. El procedimiento consiste en dibujar una línea horizontal de modo que intersekte a una de las curvas del monograma respectivo, donde exista intersección, entonces se podrán conocer los otros parámetros de diseño (Figuras 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, 4.8 y 4.9).

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)

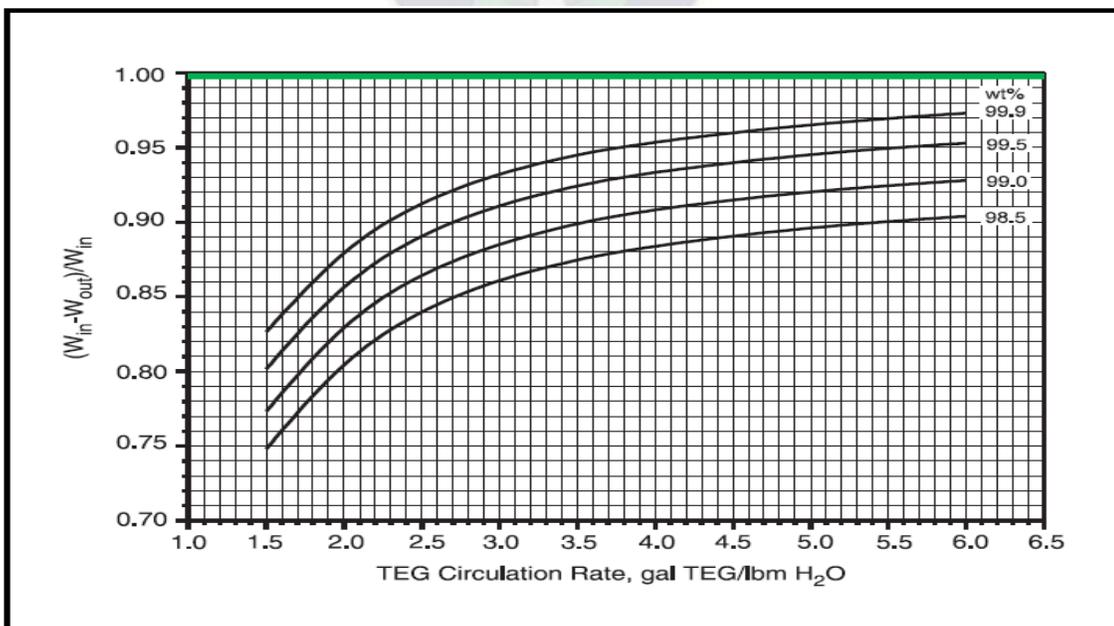
Figura 4.4. Determinación de parámetros con N=1



No existe intersección al valor de  $W_r=0,999$  en la anterior figura, entonces N no es igual a 1.

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=1,5)

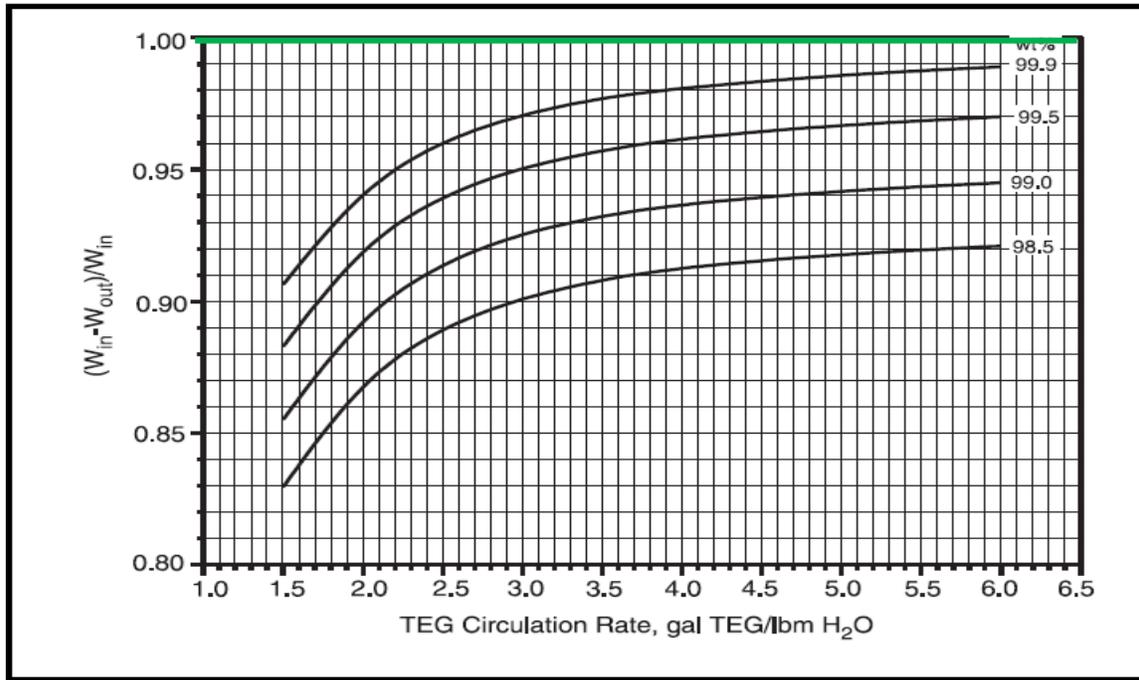
Figura 4.5. Determinación de parámetros con N=1.5



No existe intersección al valor de  $W_r=0,999$  en la anterior figura, entonces N no es igual a 1.5.

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)

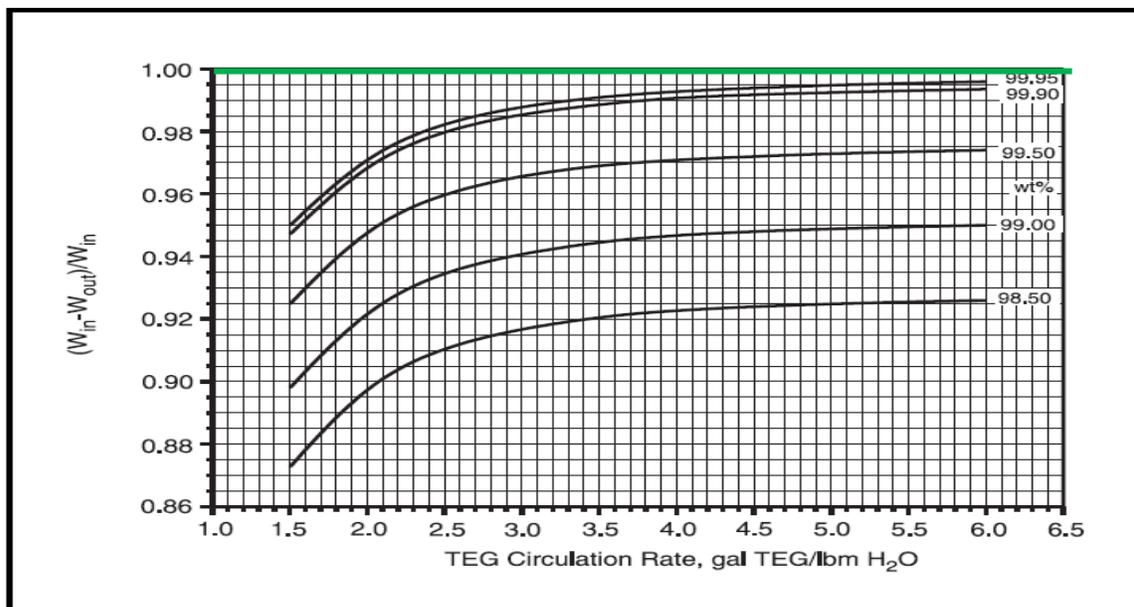
Figura 4.6. Determinación de parámetros con N=2



No existe intersección al valor de  $Wr=0,999$  en la anterior figura, entonces N no es igual a 2.

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=2,5)

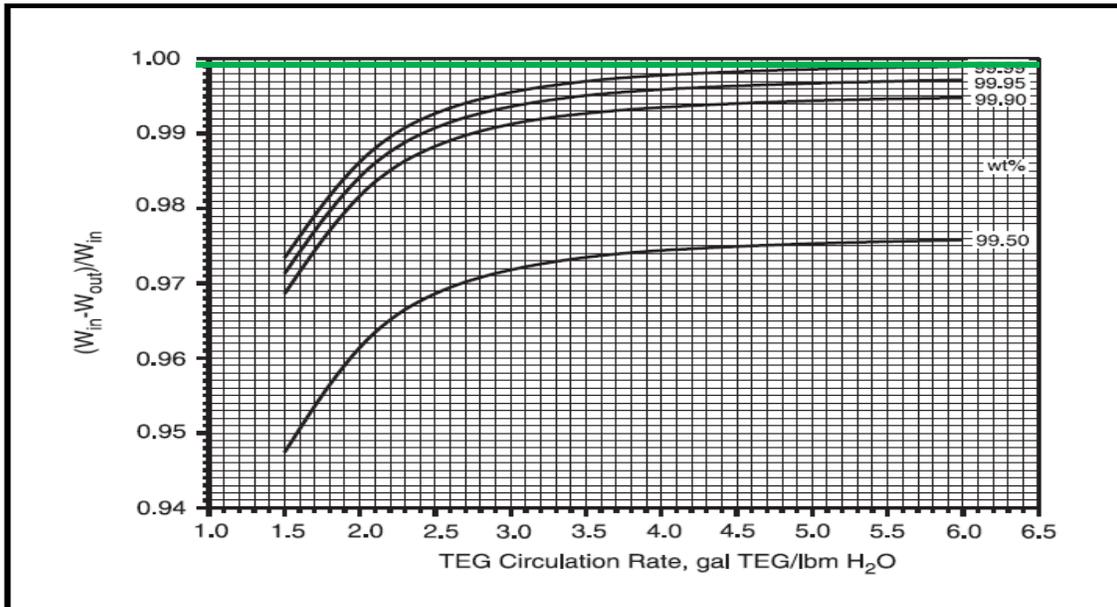
Figura 4.7. Determinación de parámetros con N=2.5



No existe intersección al valor de  $Wr=0,999$  en la anterior figura, entonces N no es igual a 2,5.

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)

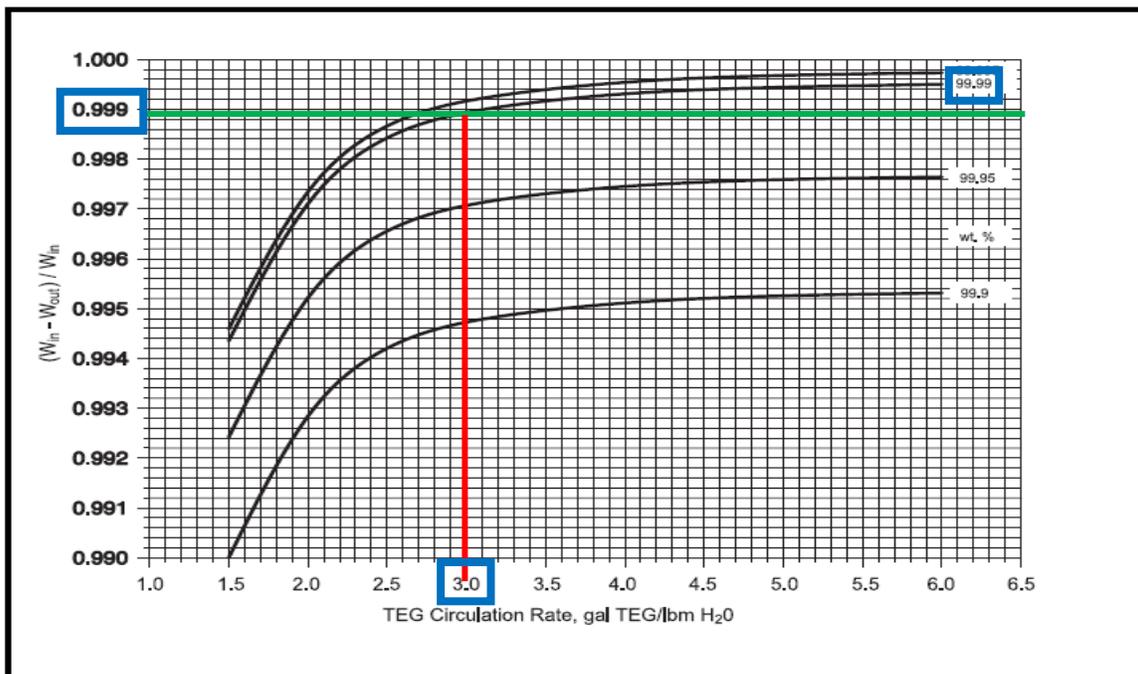
Figura 4.8. Determinación de parámetros con N=3



No existe intersección al valor de  $Wr=0,999$  en la anterior figura, entonces N no es igual a 3.

### Remoción de agua vs Tasa de circulación TEG a varias concentraciones de TEG (N=4)

Figura 4.9. Determinación de parámetros con N=4



Existe intersección al valor de  $Wr=0,999$  en la anterior figura, entonces N es igual a 4.

De la gráfica tenemos que:

$$N_{Teo} = 4 \text{ platos}$$

$$\%TEG_{GP} = 99,99\%$$

$$v_{circ} = 3 \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}}$$

Entonces los parámetros obtenidos son: El número de platos teóricos de la torre contactora, que para este caso es de 4, y también se debe considerar que la tasa de circulación del glicol en la columna debe de ser de 3 gal de TEG por cada libra de agua que será removida, y para lograr una remoción efectiva la pureza del glicol pobre (corriente de TEG a la entrada de la torre) tendría que ser del 99,99%.

- Determinación del número de platos reales

De la ecuación 3.14:

$$N_{real} = \frac{N_{Teo}}{0,25} = \frac{4}{0,25}$$

$$N_{real} = 16 \text{ platos}$$

El número de platos de la Torre Contactora debe de ser de 16 según el diseño.

- Determinación de la altura de la Torre Contactora

De la ecuación 3.15:

$$H_T = N_{real} * \frac{\text{espaciamiento}}{1 \text{ plato}} = 16 \text{ platos} * \frac{2 \text{ ft}}{1 \text{ plato}}$$

$$H_T = 32 \text{ ft}$$

Según el cálculo realizado del número de platos reales y considerando el espaciamiento entre plato y plato, que era de 2 pies (24 pulgadas) la altura de la Torre Contactora debe de ser de 32 pies, para así cumplir con la remoción del contenido de agua, de la corriente de dióxido de carbono.

#### 4.4.3. Cálculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico

- Cálculo del flujo de masa de glicol pobre

De la ecuación 3.16:

$$\dot{m}_{GP} = v_{circ} * (W_i - W_f) * Q_{SC} * \rho_{TEG}$$

$$\dot{m}_{GP} = 3 \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}} * \left( 4066 \frac{lb_{H2O}}{MMscf} - 5 \frac{lb_{H2O}}{MMscf} \right) * 4,75 \frac{MMscf}{d} * \frac{1 d}{24 h} * 9,3 \frac{lb}{gal}$$

$$\dot{m}_{GP} = 22424,33 \frac{lb}{h}$$

El anterior valor representa el flujo de la corriente de glicol pobre, la cual tiene una pureza del 99,99%, la que ingresa a la torre contactora y es la encargada de entrar en contacto con el contenido de agua, para así lograr su remoción.

- Cálculo del flujo de masa de glicol rico

Para el cálculo del flujo másico de TEG puro, de la ecuación 3.17:

$$\dot{m}_{TEG \text{ puro}} = \dot{m}_{GP} * \%TEG_{GP} = 22424,33 \frac{lb}{h} * 0,9999$$

$$\dot{m}_{TEG \text{ puro}} = 22422,09 \frac{lb}{h}$$

Entonces de la ecuación 3.19:

$$\%TEG_{GR} = \frac{\dot{m}_{TEG \text{ puro}}}{\dot{m}_{TEG \text{ puro}} + \dot{m}_{H2O}} = \frac{22422,09 \frac{lb}{h}}{22422,09 \frac{lb}{h} + 1073 \frac{lb - mol}{d} * \frac{1 d}{24 h} * \frac{18 lb}{1 lb - mol}}$$

$$\%TEG_{GR} = 0,965 = 96,5\%$$

Finalmente de la ecuación 4.18:

$$\dot{m}_{GR} = \frac{\dot{m}_{TEG \text{ puro}}}{\%TEG_{GR}} = \frac{22422,09 \frac{lb}{h}}{0,965}$$

$$\dot{m}_{GR} = 23226,84 \frac{lb}{h}$$

El valor anterior representa el flujo de la corriente de glicol rico, es decir la corriente que sale del fondo de la Torre Contactora, la cual tiene en su composición un 96,5% de TEG y el restante es agua, la cual fue separada por absorción de la corriente principal.

#### 4.4.4. Cálculo de la potencia del reboiler

- Determinación de la temperatura de la corriente al reboiler

De la ecuación 3.19:

$$T_{reb} = \frac{\dot{m}_{GP} * C_{P_{GP}}}{\dot{m}_{GR} * C_{P_{GR}}} (T_{Reg} - T_{Mez}) + T_{op}$$

Por lo general se consideran las siguientes temperaturas para un diseño de un sistema de deshidratación por absorción con glicol:

$$T_{Reg} = 400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{Mez} = T_{Almacenamiento} = 210 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{reb} = \frac{22424,33 \frac{lb}{h} * 0,65 \frac{BTU}{lb * ^\circ\text{F}}}{23226,84 \frac{lb}{h} * 0,58 \frac{BTU}{lb * ^\circ\text{F}}} * (400^\circ\text{F} - 210^\circ\text{F}) + 120^\circ\text{F}$$

$$T_{reb} = 325,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Determinación de la carga térmica total

Para el cálculo de la carga térmica por vaporización de agua, de la ecuación 3.20:

$$Q_{vap H2O} = \frac{\Delta H_{vap H2O}}{v_{circ}} = \frac{970 \frac{BTU}{lb_{H2O}}}{3 \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}}}$$

$$Q_{vap H2O} = 323,33 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$$

El calor desprendido por la vaporización del agua es de 323,33 BTU por galón de TEG.

Para el cálculo del calor sensible del TEG, de la ecuación 3.21:

$$Q_{TEG} = C_{P_{GP}} * \rho_{TEG} * (T_{Reg} - T_{reb})$$

$$Q_{TEG} = 0,65 \frac{BTU}{lb * ^\circ F} * 9,3 \frac{lb}{gal} * (400 ^\circ F - 325,6 ^\circ F)$$

$$Q_{TEG} = 449,75 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$$

El valor anterior de 449,75 BTU por galón de TEG representa el calor necesario para regenerar el glicol, el cual se separara del agua.

Para el cálculo de la carga térmica del condensador, de la ecuación 3.22:

$$Q_{cond} = 0,25 * Q_{vap H2O} = 0,25 * 323,33 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$$

$$Q_{cond} = 80,83 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$$

El valor de 80,83 BTU por galón de TEG representa la energía que requerirá el condensador de la columna de regeneración para la separación del agua por evaporación.

Finalmente de la ecuación 3.23:

$$Q_T = 1,1 * (Q_{vap H2O} + Q_{TEG} + Q_{cond})$$

$$Q_T = 1,1 * \left( 323,33 \frac{BTU}{gal_{TEG}} + 449,75 \frac{BTU}{gal_{TEG}} + 80,83 \frac{BTU}{gal_{TEG}} \right)$$

$$Q_T = 939,301 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$$

El valor de 939,01 BTU por galón de TEG es la energía total que se requerirá para la completa regeneración del glicol, pero es un valor que está en función del volumen de glicol.

- Determinación de la potencia del reboiler

De la ecuación 3.24:

$$POT_{reb} = Q_T * v_{circ} * (W_i - W_f) * Q_{SC}$$

$$POT_{reb} = 939,301 \frac{BTU}{gal_{TEG}} * 3 \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}} * \left( 4066 \frac{lb_{H2O}}{MMscf} - 5 \frac{lb_{H2O}}{MMscf} \right) * 4,75 \frac{MMscf}{d} * \frac{1 d}{24 h}$$

$$POT_{reb} = 2264860,18 \frac{BTU}{h} * \frac{1 KBTU}{1000 BTU}$$

$$POT_{reb} = 2264,86 \frac{KBTU}{h}$$

Entonces la potencia que tiene que tener el reboiler (columna de regeneración) para lograr una adecuada regeneración del TEG es de 2264,86 KBTU por hora.

## 4.5. SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN DE CO<sub>2</sub>

### 4.5.1. Simulación en HYSYS

HYSYS es un software desarrollado por la empresa AspenTech. HYSYS se ha mantenido durante 20 años como la alternativa líder en simulaciones relacionadas con la industria petroquímica, por lo que se utilizan a diario simulaciones creadas por los ingenieros de procesos, para estimar soluciones y planificar futuros proyectos. HYSYS es un programa de simulación de procesos químicos orientado a objetos. Posee un aspecto visual característico y trabaja sobre sistemas operativos Windows. Permite modelar sistemas complejos mediante una avanzada interfaz gráfica, que ofrece al usuario la posibilidad de armar el flowsheet de planta en una ventana llamada PFD, Process Flowsheet Diagram.

#### 4.5.2. Ingreso de datos y especificaciones técnicas

Ingresando los datos necesarios (presiones, temperaturas, composiciones, flujos y especificaciones técnicas de equipos, básicamente), se puede simular el sistema real y obtener los resultados o estimaciones adecuadas. El primer paso necesario es definir los componentes que están presentes en la simulación, y el paquete termodinámico asociado. Esto se realiza en una sección llamada Simulation Basis Manager. HYSYS provee de información detallada para bastantes modelos termodinámicos, e inclusive avisa al usuario cuando se escogen componentes que no pueden ser satisfactoriamente modelados mediante el sistema termodinámico seleccionado. Además, si se desea cambiar de termodinámica para ciertos equipos o secciones de la simulación, se da la posibilidad de elegir diversos paquetes termodinámicos y asociarlos a diferentes listados de componentes.

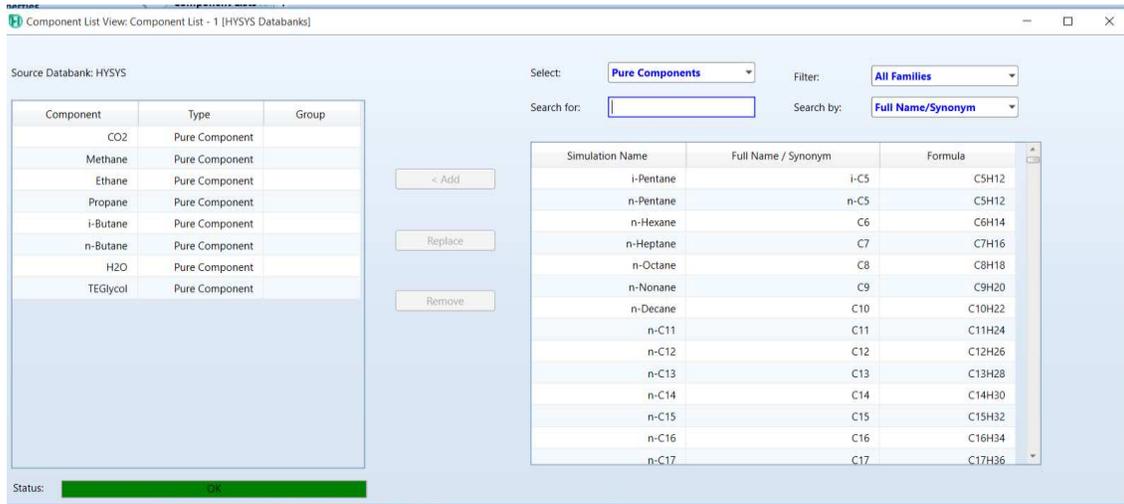
- Para la simulación se tienen los siguientes componentes:

**Tabla 4.7.** Sustancias componentes de la simulación

CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
C1	Metano
C2	Etano
C3	Propano
iC4	Isobutano
nC4	Normalbutano
H <sub>2</sub> O	Agua
TEG	Trietilenglicol

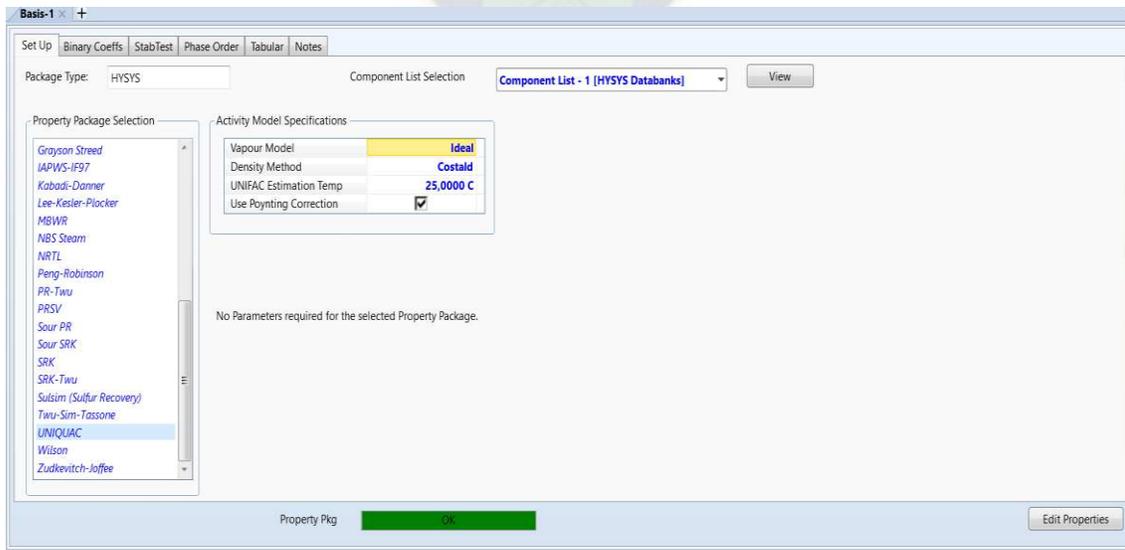
Todos los componentes de la Tabla 4.7 son introducidos a la Lista de Componentes de la Simulación, que se muestra en la Figura 4.10, donde se puede observar a toda la lista como componentes puros.

**Figura 4.10.** Componentes en la simulación



- En cuestión al paquete termodinámico para el presente caso se eligió el UNIQUAC (Figura 4.11). El modelo de UNIQUAC se utiliza para calcular la energía libre excesiva y los coeficientes de actividad de gases y líquidos, se emplea en sistemas poco ideales con bastante buen resultado, por lo que es el indicado para sistemas de absorción que involucren al dióxido de carbono, como componente principal de una corriente de gas.

**Figura 4.11.** Paquete termodinámico UNIQUAC de la simulación



### 4.5.3. Simulación de la Unidad de Deshidratación de dióxido de carbono

Posteriormente se ingresa al Simulation Environment, que conjuga las particularidades de tres tipos de ventanas (PFD, Workbook y ventanas de propiedades de cada objeto) y en las que es posible ingresar información de la manera que más acomode al usuario. Una vez seleccionado el modelo asociado con el sistema real, el posterior paso es crearlo en el PFD, tal como si se diseñará un plano, asignando nombres a equipos y corrientes de proceso, creando las conexiones y asignando los datos que se han recopilado a las respectivas casillas que HYSYS presenta para tal fin. Para la simulación se tienen como **datos de entrada** al CO<sub>2</sub> húmedo y al glicol pobre a contactor, las cuales se describen en la Tabla 4.8.

**Tabla 4.8.** Corrientes de entrada para la simulación

<b>CO<sub>2</sub> húmedo</b>	Corriente que viene de la unidad de endulzamiento de la planta de tratamiento de gas Santa Rosa. Los datos de su composición se especifican en la Tabla 4.2, así como los datos de presión, temperatura y flujo másico
<b>Glicol pobre a contactor</b>	Corriente de glicol que está en función del flujo másico y porcentaje obtenido en los cálculos de diseño (22424,33 lb/h y 99%), se mantienen las mismas condiciones de presión y temperatura del CO <sub>2</sub> húmedo

- CO<sub>2</sub> húmedo:

**Figura 4.12.** Datos de entrada de la corriente CO<sub>2</sub> húmedo

Property	CO2 húmedo	Vapour Phase	Aqueou
Vapour / Phase Fraction	0,9990	0,9990	
Temperature [C]	48,89	48,89	
Pressure [kPa]	137,9	137,9	
Molar Flow [kgmole/h]	341,4	341,0	
Mass Flow [kg/h]	1,425e+004	1,424e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17,17	17,17	5,87
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,793e+005	-3,794e+005	-2,83
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	208,1	208,3	
Heat Flow [kJ/h]	-1,295e+008	-1,294e+008	-9,20
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	15,62	15,62	5,77
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

**Figura 4.13.** Datos de composición de la corriente CO<sub>2</sub> húmedo

	Mole Fractions	Vapour Phase	Aqueous
CO2	0,9128	0,9137	
Methane	0,0015	0,0015	
Ethane	0,0000	0,0000	
Propane	0,0000	0,0000	
i-Butane	0,0000	0,0000	
n-Butane	0,0000	0,0000	
H2O	0,0856	0,0847	
TEGlycol	0,0000	0,0000	

Total: 1,00000

Las figuras 4.12 y 4.13 muestran las condiciones y composición de la corriente de entrada (CO<sub>2</sub> húmedo), donde lo que se ve con color azul son todos los datos introducidos.

- Glicol pobre a contactor

**Figura 4.14.** Datos de entrada de la corriente glicol pobre a contactor

Stream Name	Glicol pobre a contac	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	48,89	48,89
Pressure [kPa]	137,9	137,9
Molar Flow [kgmole/h]	103,9	103,9
Mass Flow [kg/h]	1,478e+004	1,478e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,11	13,11
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,833e+005	-7,833e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	50,55	50,55
Heat Flow [kJ/h]	-8,141e+007	-8,141e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13,13	13,13
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

**Figura 4.15.** Datos de composición de la corriente glicol pobre a contactor

	Mass Fractions	Liquid Phase
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
H2O	0,0076	0,0076
TEGlycol	0,9924	0,9924

Total: 1,00000

Las figuras 4.14 y 4.15 muestran las condiciones y composición de la corriente de glicol que ingresa a la torre contactora (glicol pobre a contactor), donde lo que se ve con color azul son todos los datos introducidos en el simulador.

La simulación consta de los equipos mencionados en la Tabla 4.9:

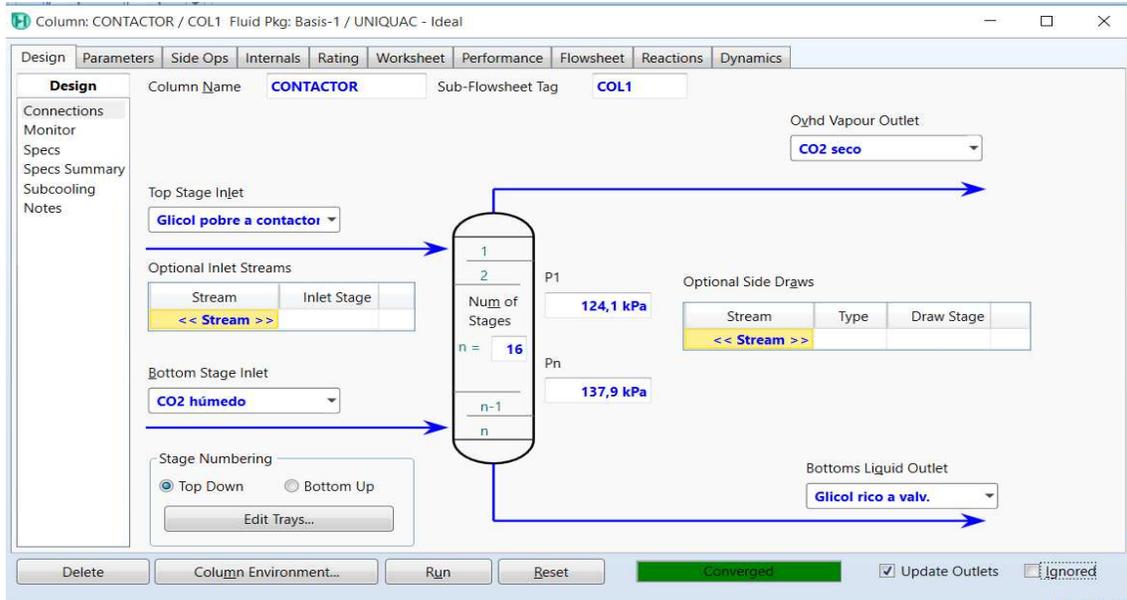
**Tabla 4.9.** Equipos con sus datos de entrada para la simulación

<p><b>Torre contactora</b> <b>(Torre de absorción)</b></p>	<p>Los parámetros introducidos en la torre están en función de las corrientes de entrada: CO<sub>2</sub> húmedo y glicol pobre a contactor, además del número de platos calculado (N=16), las condiciones de presión de fondo y de cima se asumen con un delta de presión de 2 psi en función de la presión de entrada (18 y 20 psia). Las corrientes de salida de esta torre son CO<sub>2</sub> seco y glicol rico a valv.</p>
--	---

<b>Válvula Joule - Thompson</b>	Sólo se especifica la caída de presión, en este caso 2 psi, con la corriente de entrada de glicol rico a valv. y la corriente de salida de glicol rico a int.
<b>Intercambiador de calor</b>	Para este caso se toman en cuenta cuatro corrientes de glicol: glicol rico a int., glicol rico a regenerador, glicol regenerado y glicol a mezclador con una caída de presión de 4,7 psi en el SHELL-SIDE.
<b>Columna de regeneración (con reboiler y condensador)</b>	Para el regenerador se tienen como corriente de entrada al glicol rico a regenerador y como corrientes de salida al vapor de agua y al glicol regenerado con una presión de 15 psia y temperatura de 221°F, además de introducir las temperaturas de 215 °F del condensador y de 400 °F del reboiler, asumiendo una presión general de 14,7 psia.
<b>Mezclador</b>	Solo se especifican las corrientes de entrada que son glicol a mezclador y agua para compensar, además de la corriente de salida que es el glicol pobre.
<b>Enfriador</b>	Este equipo sirve para disminuir la temperatura del glicol pobre a 120 °F (temperatura de la torre de absorción) con una presión de 18 psia teniendo como salida al glicol a bomba
<b>Bomba</b>	Se especifica las presiones de entrada y salida de 18 y 20 psia (presión de la temperatura de absorción), teniendo una temperatura constante de 120 °F.
<b>Recycle</b>	La operación lógica de reciclaje en HYSYS se emplea para resolver un lazo en un sistema donde una corriente aguas abajo es mezclada con una corriente aguas arriba en el proceso. Esta operación se resuelve iterativamente, comparando el valor actual con el valor calculado y actualiza dicho valor. Esto se repite hasta que el valor cumpla con la tolerancia.

- Torre contactora y sus dos corrientes de salida

**Figura 4.16.** Datos de entrada del Contactor



En la Figura 4.16 se muestran los parámetros de operación de la Torre Contactora (Contactor), donde los datos introducidos están en color azul, los cuales fueron obtenidos de los cálculos (el número de platos igual a 16) y de las condiciones de la corriente de dióxido de carbono.

**Figura 4.17.** Parámetros de la corriente glicol rico a valv.

Property	Value	Phase
Stream Name	Glicol rico a valv.	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	78,55	78,55
Pressure [kPa]	137,9	137,9
Molar Flow [kgmole/h]	132,9	132,9
Mass Flow [kg/h]	1,533e+004	1,533e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,67	13,67
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,661e+005	-6,661e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	91,88	91,88
Heat Flow [kJ/h]	-8,856e+007	-8,856e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13,61	13,61
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Figura 4.18. Composición de la corriente glicol rico a valv.

	Mole Fractions	Liquid Phase
CO2	0,0078	0,0078
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
H2O	0,2576	0,2576
TEGlycol	0,7346	0,7346

Total: 1,00000

Las figuras 4.17 y 4.18 muestran las condiciones y composición de la corriente de glicol que sale de la torre contactora (glicol rico a valv.). En este caso no se introdujeron datos, el simulador genera toda esta información en función de los datos de inicio introducidos.

Figura 4.19. Parámetros de la corriente CO<sub>2</sub> seco

	CO2 seco	Vapour Phase
Stream Name	CO2 seco	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature [C]	49,90	49,90
Pressure [kPa]	124,1	124,1
Molar Flow [kgmole/h]	312,4	312,4
Mass Flow [kg/h]	1,370e+004	1,370e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	16,61	16,61
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,917e+005	-3,917e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	212,5	212,5
Heat Flow [kJ/h]	-1,223e+008	-1,223e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	16,52	16,52
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

**Figura 4.20.** Composición de la corriente CO<sub>2</sub> seco

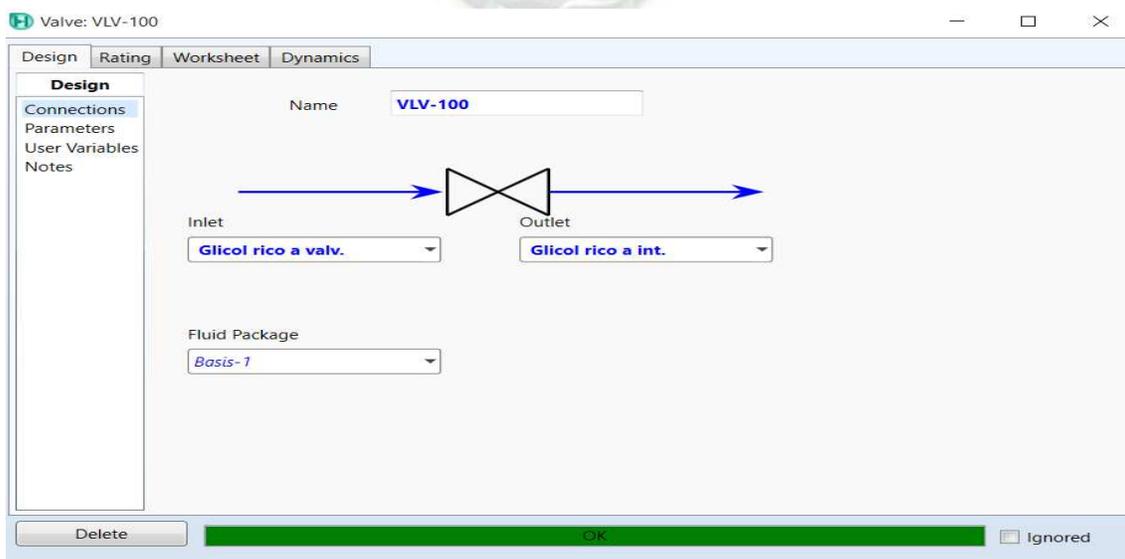
	Mole Fractions	Vapour Phase
CO2	0,9943	0,9943
Methane	0,0017	0,0017
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
H2O	0,0040	0,0040
TEGlycol	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Las figuras 4.19 y 4.20 muestran las condiciones y composición de la corriente de CO<sub>2</sub> que sale de la torre contactora (CO<sub>2</sub> seco). En este caso no se introdujeron datos, el simulador genera toda esta información en función de los datos de inicio introducidos.

- Válvula Joule-Thompson y su corriente de salida

**Figura 4.21.** Datos de entrada de la VLV-100



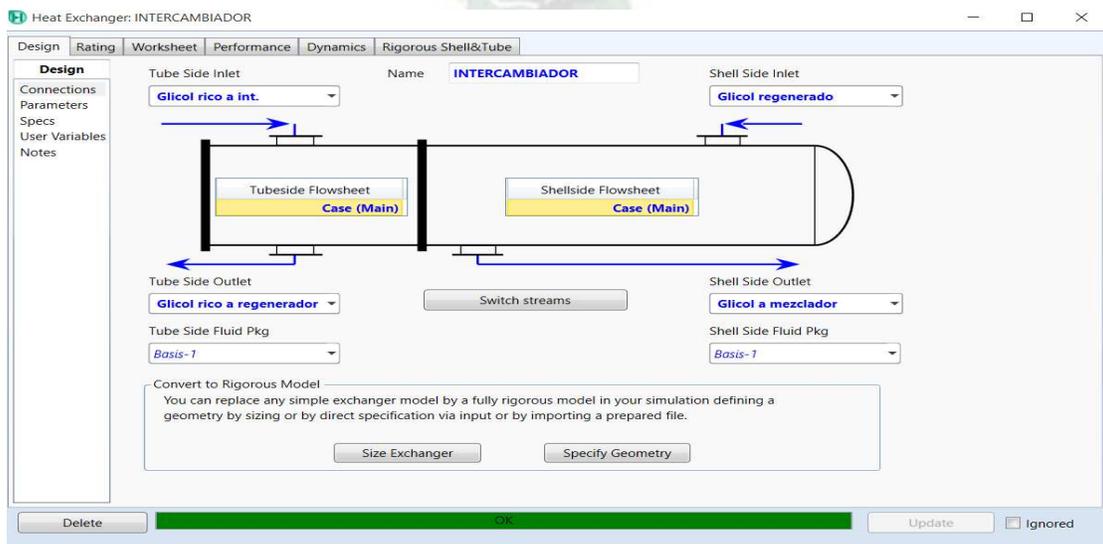
**Figura 4.22.** Parámetros de la corriente glicol rico a int.

Worksheet	Stream Name	Vapour Phase	Unit
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0009	
Properties	Temperature [C]	78,51	
Composition	Pressure [kPa]	124,1	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	132,9	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,533e+004	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,67	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,661e+005	
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	91,18	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,856e+007	
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13,61	
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

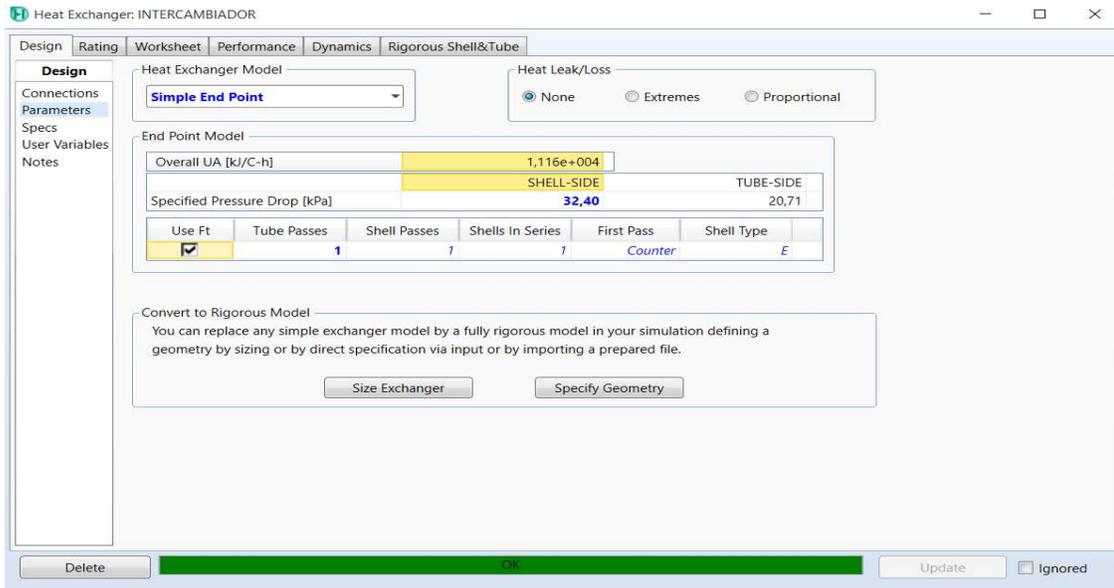
Las figuras 4.21 y 4.22 muestran las condiciones de la válvula que origina una caída de presión del glicol rico a valv. y sale el glicol rico a int. En este caso solo se especificaron las corrientes, el simulador genera todos los otros parámetros.

- Intercambiador de calor

**Figura 4.23.** Datos de entrada del intercambiador de calor



**Figura 4.24.** Especificaciones del intercambiador de calor



Las figuras 4.23 y 4.24 muestran las condiciones del intercambiador de calor. En este caso solo se especificaron las corrientes del intercambio (Figura 4.23), el simulador genera los parámetros de salida de las corrientes respectivas: glicol rico a regenerador (Figura 4.25).

**Figura 4.25.** Parámetros de la corriente glicol rico a regenerador

Material Stream: Glicol rico a regenerador

Worksheet	Stream Name	Glicol rico a regenera	Vapour Phase	Lic
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0054	0,0054	
Properties	Temperature [C]	105,0	105,0	
Composition	Pressure [kPa]	103,4	103,4	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	132,9	0,7241	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,533e+004	26,99	1,
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,67	3,200e-002	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,576e+005	-3,508e+005	-6,
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	126,4	205,3	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,743e+007	-2,540e+005	-8,
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13,61	2,654e-002	
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Bottom bar: Delete, Define from Stream..., View Assay, navigation arrows

- Columna de regeneración (con reboiler y condensador)

Figura 4.26. Datos de entrada del regenerador

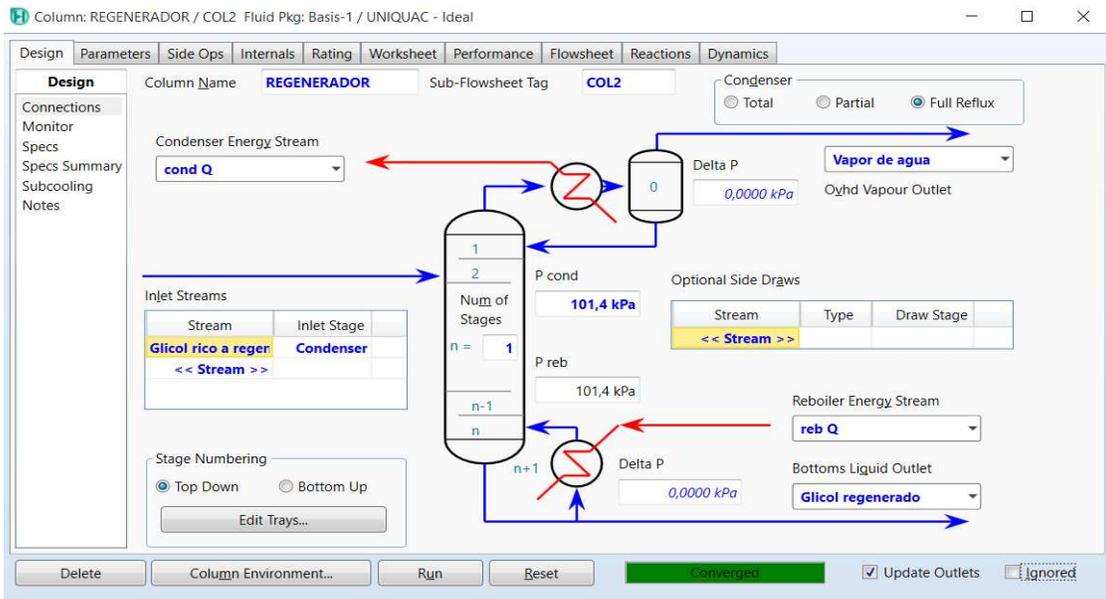
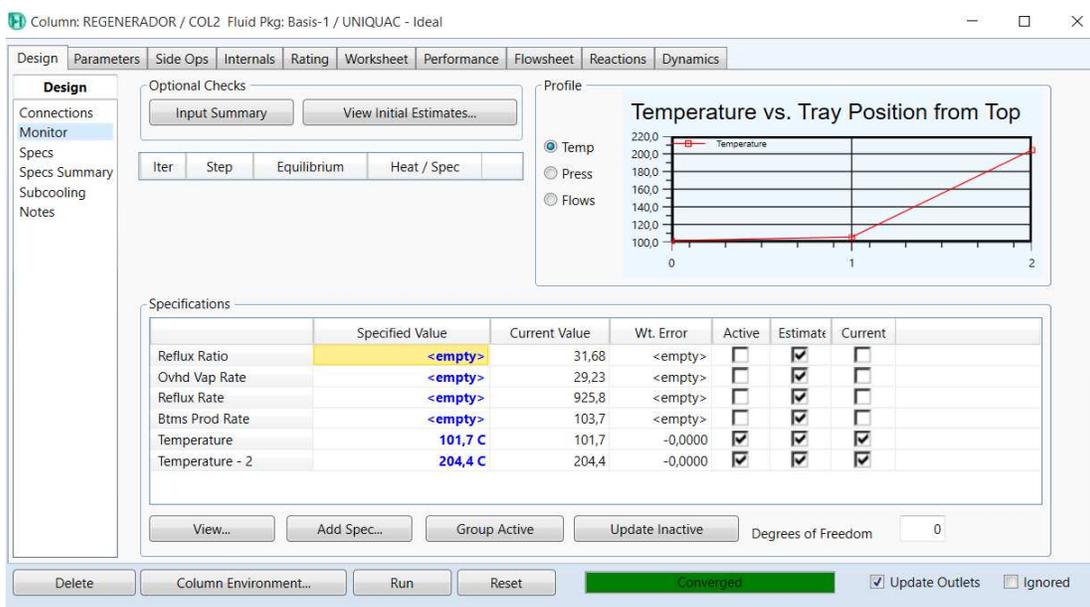


Figura 4.27. Especificaciones del regenerador

Name	Glicol rico a regenerador @COL2	Vapor de agua @COL2	Glicol regenerado @COL2
Vapour	0,0054	1,0000	0,0000
Temperature [C]	105,0	101,7	204,4
Pressure [kPa]	103,4	101,4	101,4
Molar Flow [kgmole/h]	132,9	29,23	103,7
Mass Flow [kg/h]	1,533e+004	553,6	1,477e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,67	0,5643	13,11
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,576e+005	-2,439e+005	-7,205e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	126,4	137,3	292,0
Heat Flow [kJ/h]	-8,743e+007	-7,128e+006	-7,473e+007

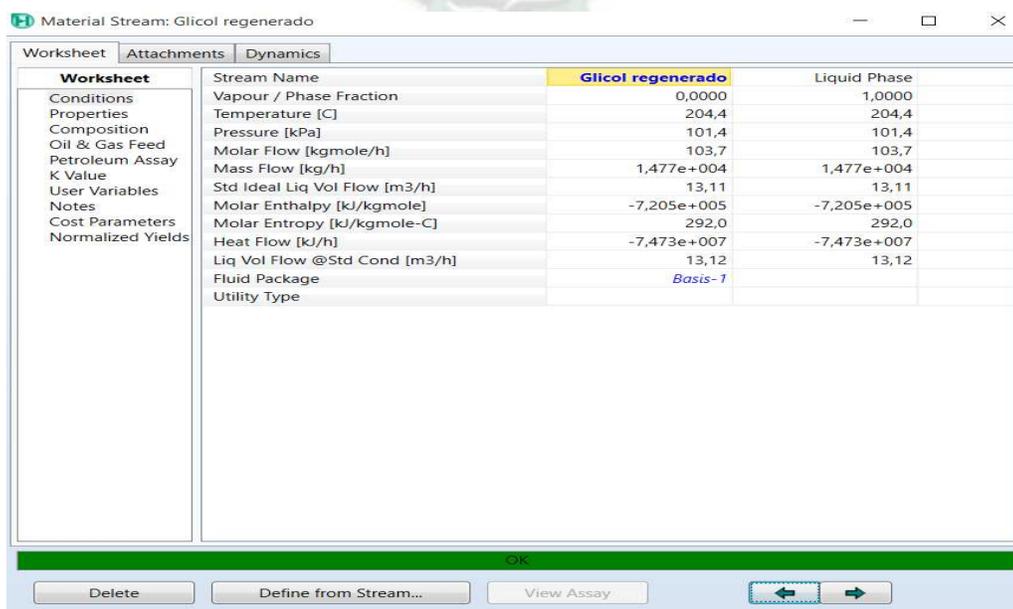
Las figuras 4.26 y 4.27 muestran las condiciones de la columna de regeneración. En este caso se especifican las corrientes de entrada y salida, además que se introducen los valores de la presión y temperatura del regenerador (103 kPa y 105°C).

**Figura 4.28.** Especificación de temperaturas del condensador y del reboiler



En la figura 4.28 se muestran los datos de temperatura introducidos al simulador (101,7°C y 204,4°C), los valores corresponden a lo establecido en los cálculos analíticos realizados en este mismo capítulo, antes de la simulación.

**Figura 4.29.** Parámetros de la corriente glicol regenerado



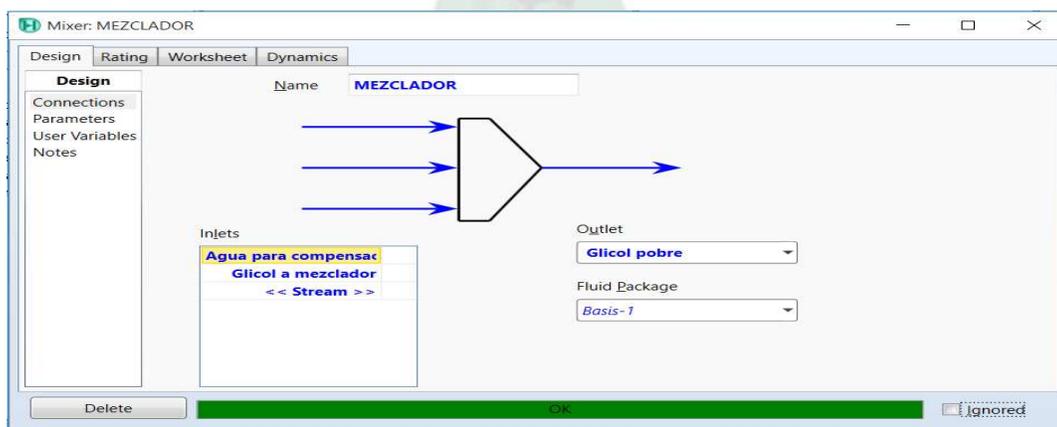
**Figura 4.30.** Parámetros de la corriente glicol a mezclador

Worksheet	Stream Name	Glicol a mezclador	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	180,8	180,8
Composition	Pressure [kPa]	69,00	69,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	103,7	103,7
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,477e+004	1,477e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,11	13,11
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,313e+005	-7,313e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	257,6	257,6
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-7,585e+007	-7,585e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13,12	13,12
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Las figuras 4.29 y 4.30 muestran las condiciones de corriente de salida del regenerador (glicol regenerado) y de la corriente que sale del intercambiador de calor (glicol a mezclador). En este caso solo se especificaron las corrientes, el simulador genera todos los otros parámetros.

- Mezclador

**Figura 4.31.** Datos de entrada del mezclador



En la figura 4.31 se muestra las corrientes de entrada y salida del mezclador, solo se necesita determinar las corrientes. El mezclador se usa para adecuar la composición del glicol pobre.

- Enfriador

Figura 4.32. Datos de entrada del Coole

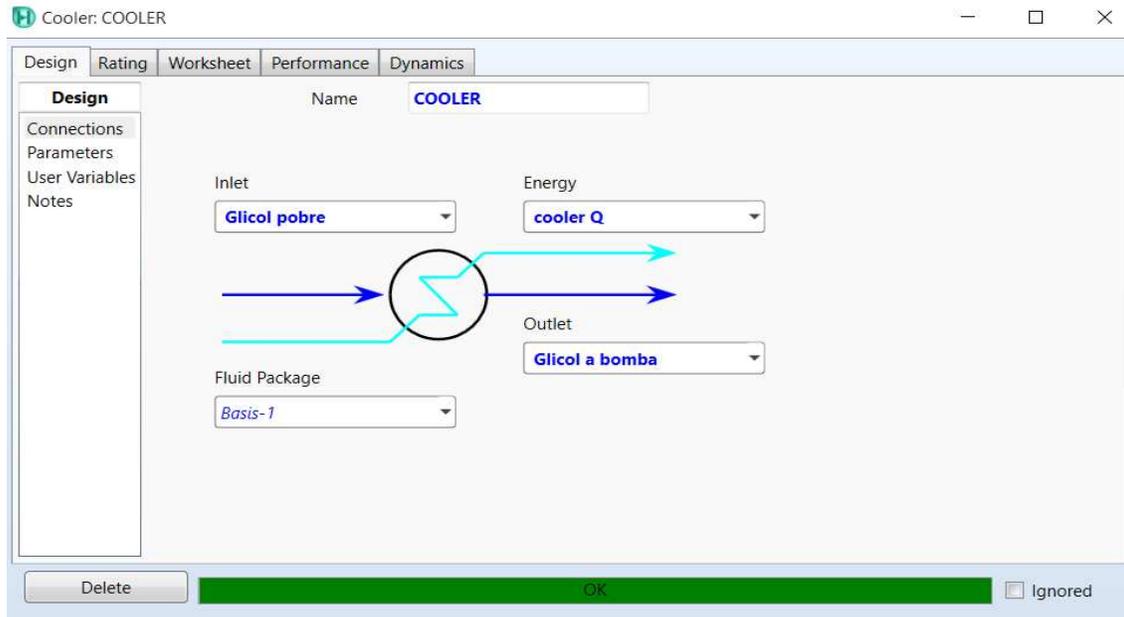


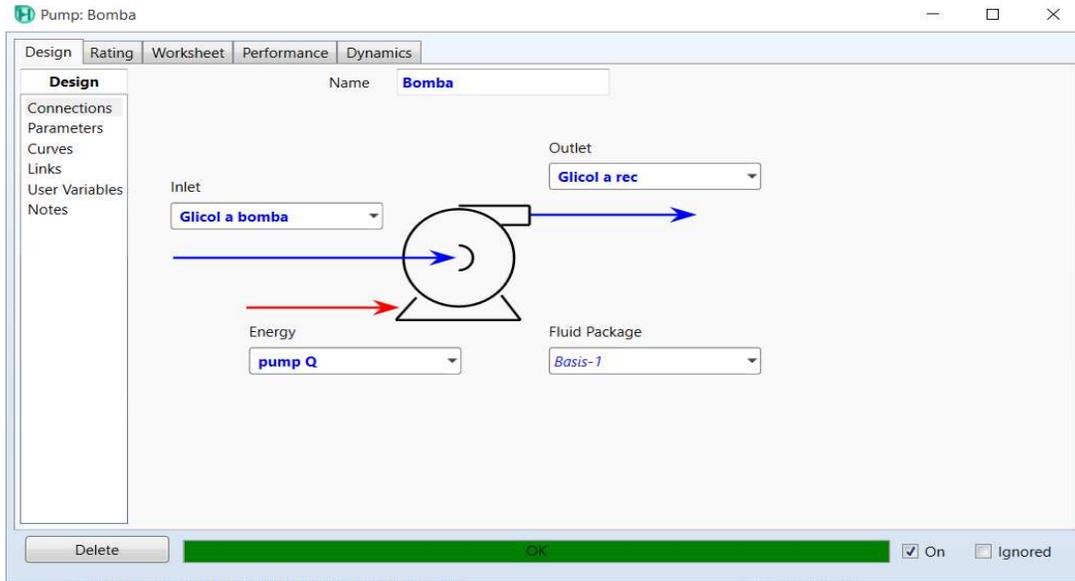
Figura 4.33. Especificaciones del cooler

Name	Glicol pobre	Glicol a bomba	cooler Q
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	181,0	<b>48,89</b>	<empty>
Pressure [kPa]	69,00	<b>124,1</b>	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	103,9	103,9	<empty>
Mass Flow [kg/h]	1,478e+004	1,478e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,11	13,11	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,304e+005	-7,833e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	257,5	49,73	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-7,590e+007	-8,140e+007	5,503e+006

Las figuras 4.32 y 4.33 muestran las condiciones del enfriador (cooler) que es necesario para adecuar la temperatura del glicol pobre. En este caso se especificaron las corrientes y la temperatura (48,89°C), la cual debe ser igual a la temperatura de operación de la contactora.

- Bomba

**Figura 4.34.** Datos de entrada de la Bomba



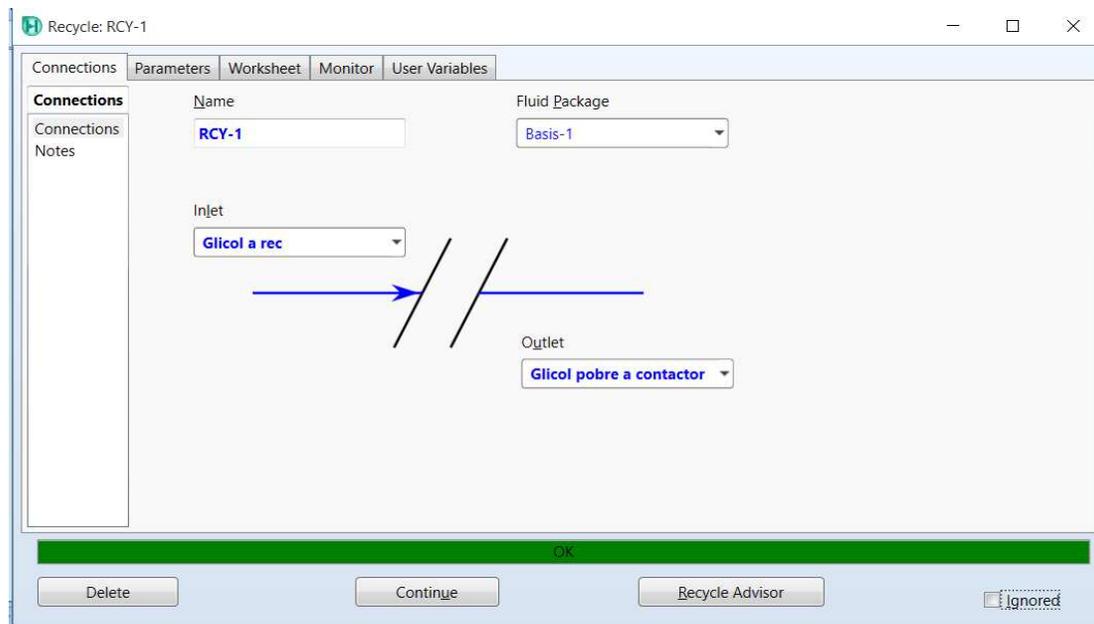
**Figura 4.35.** Especificaciones de la bomba

	Name	Glicol a bomba	Glicol a rec	pump Q
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	48,89	48,89	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	124,1	137,9	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	103,9	103,9	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	1,478e+004	1,478e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,11	13,11	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,833e+005	-7,833e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	49,73	50,55	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-8,140e+007	-8,140e+007	247,1

Las figuras 4.34 y 4.35 muestran las condiciones de la bomba, la cual es necesaria para adecuar la presión del glicol pobre. En este caso se especificaron las corrientes de entrada y salida, y la presión (124,1 kPa), la cual debe ser igual a la presión de operación de la contactora.

- Recycle

**Figura 4.36.** Parámetros de la operación Recycle

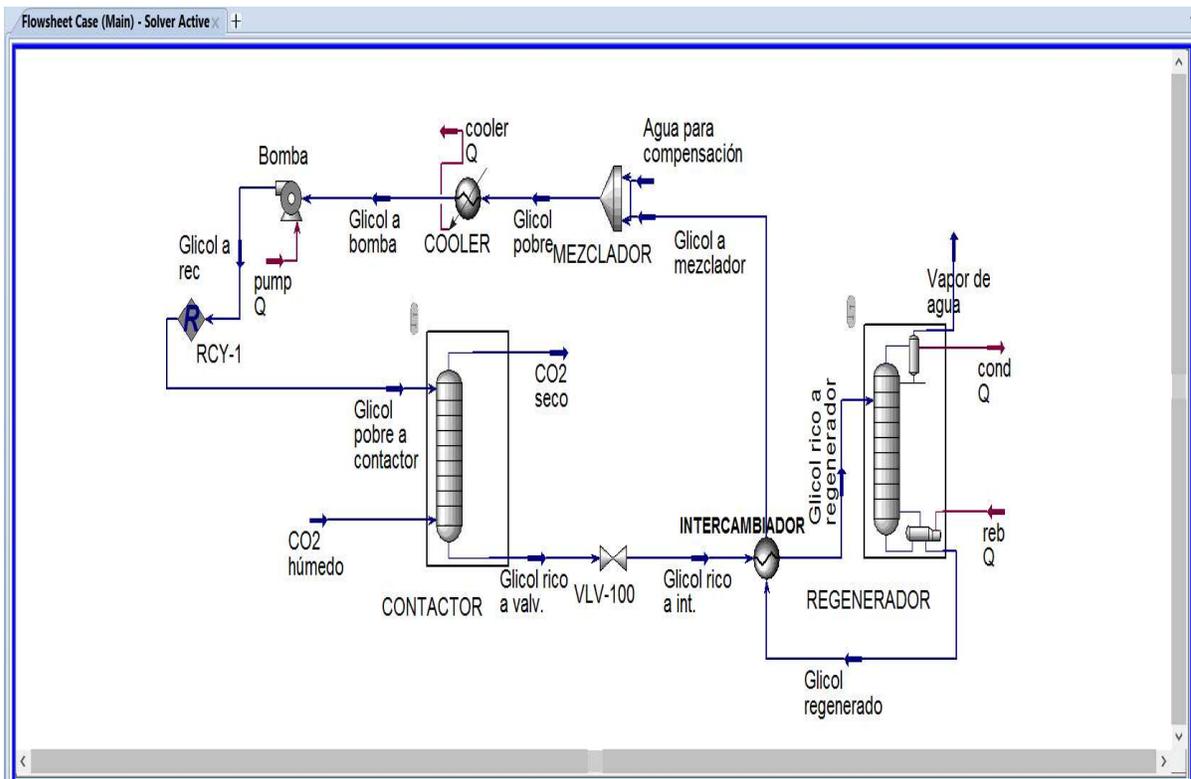


La Figura 4.36 muestra la operación Recycle que es necesaria para cerrar el ciclo de operación de la unidad diseñada, en este caso solo se especifican las corrientes de cierre: glicol a rec. y glicol pobre a contactor. No realiza cálculos adicionales, solo cierra el ciclo.

#### 4.5.4. Simulación completada

Una vez definidas todas las corrientes de proceso y caracterizadas todas las condiciones y variables relativas a los diferentes equipos que toman parte en la simulación, se pueden observar directamente los resultados, ya que HYSYS posee un sistema de resolución que por defecto se encuentra siempre activado, lo que significa que el programa calcula todas las propiedades y resultados factibles de calcular en todo momento, y una vez definida por completo la simulación, en el instante en que el usuario defina la última variable, el sistema automáticamente calculará y entregará los resultados. Obviamente esta respuesta automática se podrá eventualmente desactivar, pero dada la actual velocidad de los ordenadores, se vuelve innecesario.

**Figura 4.37.** Simulación de la unidad de deshidratación por absorción de dióxido de carbono



De la Figura 4.37 se puede observar la simulación ya finalizada, de la cual se tiene una corriente de entrada, que es el CO<sub>2</sub> húmedo (la mezcla de dióxido de carbono con vapor de agua), el cual ingresa a la torre contactora donde por un proceso de absorción la corriente de glicol pobre a contactor va separando las moléculas de vapor de agua del CO<sub>2</sub>, saliendo en el fondo como glicol rico a valv. Se añadió al diseño una válvula (VLV-100) para disminuir la presión de la corriente de fondo para que vaya al intercambiador de calor con una presión adecuada como glicol rico a int. Del intercambiador sale el glicol rico a regenerador que sufrió un incremento de su temperatura, el cual será sometido a un proceso de regeneración por destilación, de donde se extrae el vapor de agua y se recupera el glicol regenerado, el cual pasa nuevamente al intercambiador para disminuir su temperatura para que ingrese al mezclador (corriente glicol a mezclador).

Del mezclador sale el glicol pobre que pasa por un Cooler que disminuye aún más la temperatura hasta igualar la temperatura de operación del Contactor, además de que después el glicol pasa por una bomba para incrementar su presión hasta que iguale la presión de operación de la Torre Contactora. Para cerrar el ciclo se añade la operación Recycle que optimiza las cantidades de entrada al Contactor, para así tener una corriente de CO<sub>2</sub> seco con un bajo porcentaje de vapor de agua en la composición final, para así de esa manera purificar al máximo la corriente de dióxido de carbono.

#### 4.6. RECUPERACIÓN Y PUREZA DE CO<sub>2</sub>

##### 4.6.1. Cálculo de la Recuperación y Pureza de CO<sub>2</sub> de forma analítica

- **Para la ENTRADA:**

Tomando en cuenta el flujo másico a las condiciones de presión y temperatura de la corriente de entrada ( $m = 31413,99 \text{ lb/h}$ ), se puede calcular el flujo molar de esta corriente:

$$ENTRADA = 31413,99 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ lb} - \text{mol}}{41,731 \text{ lb}} * \frac{0,4536 \text{ Kg} - \text{mol}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} * \frac{1 \text{ Kmol}}{1 \text{ Kg} - \text{mol}}$$

$$ENTRADA = 341,46 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

- **Cálculo del flujo másico de agua removida:**

Para el cálculo del flujo de agua removido, se considerara los flujos másicos del glicol pobre (corriente sin contenido de agua) y el glicol rico (corriente con contenido de agua), entonces:

$$\dot{m}_{\text{agua}} = \dot{m}_{\text{Glicol rico}} - \dot{m}_{\text{Glicol pobre}}$$

De los cálculos analíticos realizados (Cálculo del flujo de masa de glicol pobre y glicol rico, punto 5.4.3) se tienen los valores respectivos:

$$\dot{m}_{Glicol\ pobre} = 22424,33 \frac{lb}{h}$$

$$\dot{m}_{Glicol\ rico} = 23226,84 \frac{lb}{h}$$

Entonces reemplazando los valores:

$$\dot{m}_{agua} = 23226,84 \frac{lb}{h} - 22424,33 \frac{lb}{h}$$

$$\dot{m}_{agua\ removida} = 802,51 \frac{lb}{h}$$

- **Cálculo del flujo másico de la corriente de salida:**

Una vez obtenido el valor del flujo másico de agua se considera la conservación de la materia, que en este caso sería:

$$\dot{m}_{entrada} = \dot{m}_{salida} + \dot{m}_{agua}$$

Despejando de la anterior ecuación  $\dot{m}_{salida}$ :

$$\dot{m}_{salida} = \dot{m}_{entrada} - \dot{m}_{agua}$$

Reemplazando los datos que ya se tienen:

$$\dot{m}_{salida} = 31413,99 \frac{lb}{h} - 802,51 \frac{lb}{h}$$

$$\dot{m}_{salida} = 30611,48 \frac{lb}{h}$$

- **Cálculo del flujo molar de los componentes de la corriente de salida:**

El único componente que no se mantiene constante es el agua, y los demás prácticamente tienen la misma cantidad molar tanto en la entrada como en la salida. Entonces representando lo anterior en ecuaciones y teniendo en cuenta la composición inicial molar (Tabla 4.10):

**Tabla 4.10.** Composición inicial molar

CO <sub>2</sub>	91,279
C1	0,154
C2	0,003
C3	0,001
iC4	0,001
nC4	0,001
H <sub>2</sub> O	8,561

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{CO_2 \text{ INICIAL}}$$

$$\dot{n}_{C1 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{C1 \text{ INICIAL}}$$

$$\dot{n}_{C2 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{C2 \text{ INICIAL}}$$

$$\dot{n}_{C3 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{C3 \text{ INICIAL}}$$

$$\dot{n}_{iC4 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{iC4 \text{ INICIAL}}$$

$$\dot{n}_{nC4 \text{ FINAL}} = \dot{n}_{nC4 \text{ INICIAL}}$$

Tomando en cuenta que el flujo molar a la entrada es de 341,46 Kmol/h, entonces:

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ FINAL}} = 341,46 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} * \frac{91,279\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{CO_2 \text{ FINAL}} = 311,68 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{n}_{C1\_FINAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{0,154\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{C1\_FINAL} = 0,5258484 \frac{Kmol}{h}$$

$$\dot{n}_{C2\_FINAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{0,003\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{C2\_FINAL} = 0,0102438 \frac{Kmol}{h}$$

$$\dot{n}_{C3\_FINAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{0,001\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{C3\_FINAL} = 0,0034146 \frac{Kmol}{h}$$

$$\dot{n}_{iC4\_FINAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{0,001\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{iC4\_FINAL} = 0,0034146 \frac{Kmol}{h}$$

$$\dot{n}_{nC4\_FINAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{0,001\%}{100\%}$$

$$\dot{n}_{nC4\_FINAL} = 0,0034146 \frac{Kmol}{h}$$

- **Cálculo del flujo molar de agua final:**

Para el flujo molar de agua final:

$$\dot{n}_{agua\_FINAL} = \dot{n}_{agua\_INICIAL} - \dot{n}_{agua\_removida}$$

Calculando la cantidad de agua removida en flujo molar, como ya se tiene el valor del flujo másico (802,51 lb/h), y utilizando el peso molecular del agua de 18 lb/lb-mol y conociendo que 1 lb-mol equivale a 0,4536 Kg-mol por factor de conversión, se tiene:

$$\dot{n}_{agua\ removida} = 802,51 \frac{lb}{h} * \frac{1\ lb - mol}{18\ lb} * \frac{0,4536\ Kg - mol}{1\ lb - mol} * \frac{1\ Kmol}{1\ Kg - mol}$$

$$\dot{n}_{agua\ removida} = 20,223 \frac{Kmol}{h}$$

Para el cálculo del flujo molar de agua inicial se considera su composición inicial (8,561%) y la corriente de entrada (341,46 Kmol/h), entonces:

$$\dot{n}_{agua\ INICIAL} = 341,46 \frac{Kmol}{h} * \frac{8,561\%}{100\ \%}$$

$$\dot{n}_{agua\ INICIAL} = 29,232 \frac{Kmol}{h}$$

Entonces reemplazando en la ecuación de cálculo del flujo molar de agua final, se tiene:

$$\dot{n}_{agua\ FINAL} = \dot{n}_{agua\ INICIAL} - \dot{n}_{agua\ removida}$$

$$\dot{n}_{agua\ FINAL} = 29,232 \frac{Kmol}{h} - 20,223 \frac{Kmol}{h}$$

$$\dot{n}_{agua\ FINAL} = 9,009 \frac{Kmol}{h}$$

- **Para la SALIDA:**

Como ya se conoce el flujo molar de todos los componentes que forman parte de la corriente de salida se procede a calcular el flujo molar de la corriente de salida:

$$SALIDA = \dot{n}_{CO_2\ FINAL} + \dot{n}_{C_1\ FINAL} + \dot{n}_{C_2\ FINAL} + \dot{n}_{C_3\ FINAL} + \dot{n}_{iC_4\ FINAL} + \dot{n}_{nC_4\ FINAL} + \dot{n}_{agua\ FINAL}$$

Reemplazando todos los valores calculados anteriormente:

$$SALIDA = (311,6812734 + 0,5258484 + 0,0102438 + 0,0034146 + 0,0034146 + 0,0034146 + 9,009) \frac{Kmol}{h}$$

$$SALIDA = 321,237 \frac{Kmol}{h}$$

- **Cálculo de la composición molar final:**

Como ya se conoce el flujo molar de todos los componentes que forman parte de la corriente de salida y ya se conoce el valor de la corriente de salida, entonces se puede calcular el porcentaje molar de dichos componentes, lo que representa la composición final. El procedimiento de cálculo se detalla a continuación:

$$\%X_{componente} = \frac{\dot{n}_{componente\ FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$

Entonces las composiciones finales de los distintos componentes son:

Del dióxido de carbono:

$$\%X_{CO_2} = \frac{\dot{n}_{CO_2\ FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$

$$\%X_{CO_2} = \frac{311,6812734 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$

$$\%X_{CO_2} = 97,02545235 \%$$

Del metano (C1):

$$\%X_{C1} = \frac{\dot{n}_{C1\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$
$$\%X_{C1} = \frac{0,5258484 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$
$$\%X_{C1} = \mathbf{0,163695041\%}$$

Del etano (C2):

$$\%X_{C2} = \frac{\dot{n}_{C2\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$
$$\%X_{C2} = \frac{0,0102438 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$
$$\%X_{C2} = \mathbf{0,003188864\%}$$

Del propano (C3):

$$\%X_{C3} = \frac{\dot{n}_{C3\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$
$$\%X_{C3} = \frac{0,0034146 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$
$$\%X_{C3} = \mathbf{0,001062955\%}$$

Del iso-butano (iC4):

$$\%X_{iC4} = \frac{\dot{n}_{iC4\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$
$$\%X_{iC4} = \frac{0,0034146 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$
$$\%X_{iC4} = \mathbf{0,001062955\%}$$

Del normal-butano (nC4):

$$\%X_{nC4} = \frac{\dot{n}_{C1\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$

$$\%X_{nC4} = \frac{0,0034146 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$

$$\%X_{nC4} = 0,001062955\%$$

Del agua (H<sub>2</sub>O):

$$\%X_{agua} = \frac{\dot{n}_{agua\_FINAL}}{SALIDA} * 100\%$$

$$\%X_{agua} = \frac{9,009 \frac{Kmol}{h}}{321,237 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$

$$\%X_{agua} = 2,804474875\%$$

Finalmente representando los flujos molares y la composición final en la Tabla 4.11:

**Tabla 4.11.** Flujo molar y porcentaje molar final de los componentes

COMPONENTE	FLUJO MOLAR (Kmol/h)	PORCENTAJE MOLAR (%)
CO <sub>2</sub>	311,681273	97,0254524
C1	0,5258484	0,16369504
C2	0,0102438	0,00318886
C3	0,0034146	0,00106295
iC4	0,0034146	0,00106295
nC4	0,0034146	0,00106295
H <sub>2</sub> O	9,009	2,80447488
<b>TOTAL</b>	<b>321,236609</b>	<b>100</b>

De la tabla 4.11 se puede observar el parámetro más importante del presente proyecto, que es la pureza del dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), que de forma analítica resulta tener un valor del 97,0254524 %, redondeando este valor con 2 decimales:

$$\text{PUREZA DE CO}_2 = 97,02\%$$

Para el criterio de aceptación o rechazo del proyecto de diseño, en función de la pureza obtenida, se considerara los parámetros de la Tabla 4.12:

**Tabla 4.12.** Interpretación de la pureza de CO<sub>2</sub>

VALOR	SIGNIFICADO	DECISIÓN A TOMAR
<i>PUREZA &gt; 97%</i>	La corriente de CO <sub>2</sub> podría ser utilizado en otras industrias para otros usos	El proyecto puede aceptarse
<i>PUREZA &lt; 97%</i>	La corriente de CO <sub>2</sub> no podría ser utilizado en otras industrias para otros usos	El proyecto debería rechazarse
<i>PUREZA = 97%</i>	La corriente de CO <sub>2</sub> podría ser utilizado en otras industrias si es factible el análisis económico	La decisión debería basarse en otros criterios

Entonces la unidad diseñada cumple con el objetivo de purificación ya que está por encima del 97% para darle otros usos industriales. **El proyecto puede aceptarse.**

- **Cálculo de la Recuperación de CO<sub>2</sub>:**

Para determinar la recuperación de dióxido de carbono, de la ecuación 3.1, con una modificación, solo considerando las corrientes de entrada y salida:

$$\text{Recuperación de CO}_2 = \frac{\text{SALIDA}}{\text{ENTRADA}} * 100\%$$

$$\text{Recuperación de } CO_2 = \frac{321,237 \frac{Kmol}{h}}{341,46 \frac{Kmol}{h}} * 100\%$$

$$\text{Recuperación de } CO_2 = 94,08\%$$

El valor anterior representa una buena recuperación del dióxido de carbono, para evitar su emisión directa a la atmosfera.

#### 4.6.2. Cálculo de la Recuperación y Pureza de CO<sub>2</sub> con los datos obtenidos de la simulación

- **Para la ENTRADA:**

Tomando en cuenta el flujo másico a las condiciones de presión y temperatura de la corriente de entrada (m = 31413,99 lb/h), se puede calcular el flujo molar de esta corriente:

$$ENTRADA = 31413,99 \frac{lb}{h} * \frac{1 lb - mol}{41,731 lb} * \frac{0,4536 Kg - mol}{1 lb - mol} * \frac{1 Kmol}{1 Kg - mol}$$

$$ENTRADA = 341,46 \frac{Kmol}{h}$$

- **Cálculo de la entrada de CO<sub>2</sub>:**

Tomando en cuenta la composición inicial de la corriente de entrada (% molar CO<sub>2</sub> = 91,28%) y el flujo molar de la entrada previamente calculado:

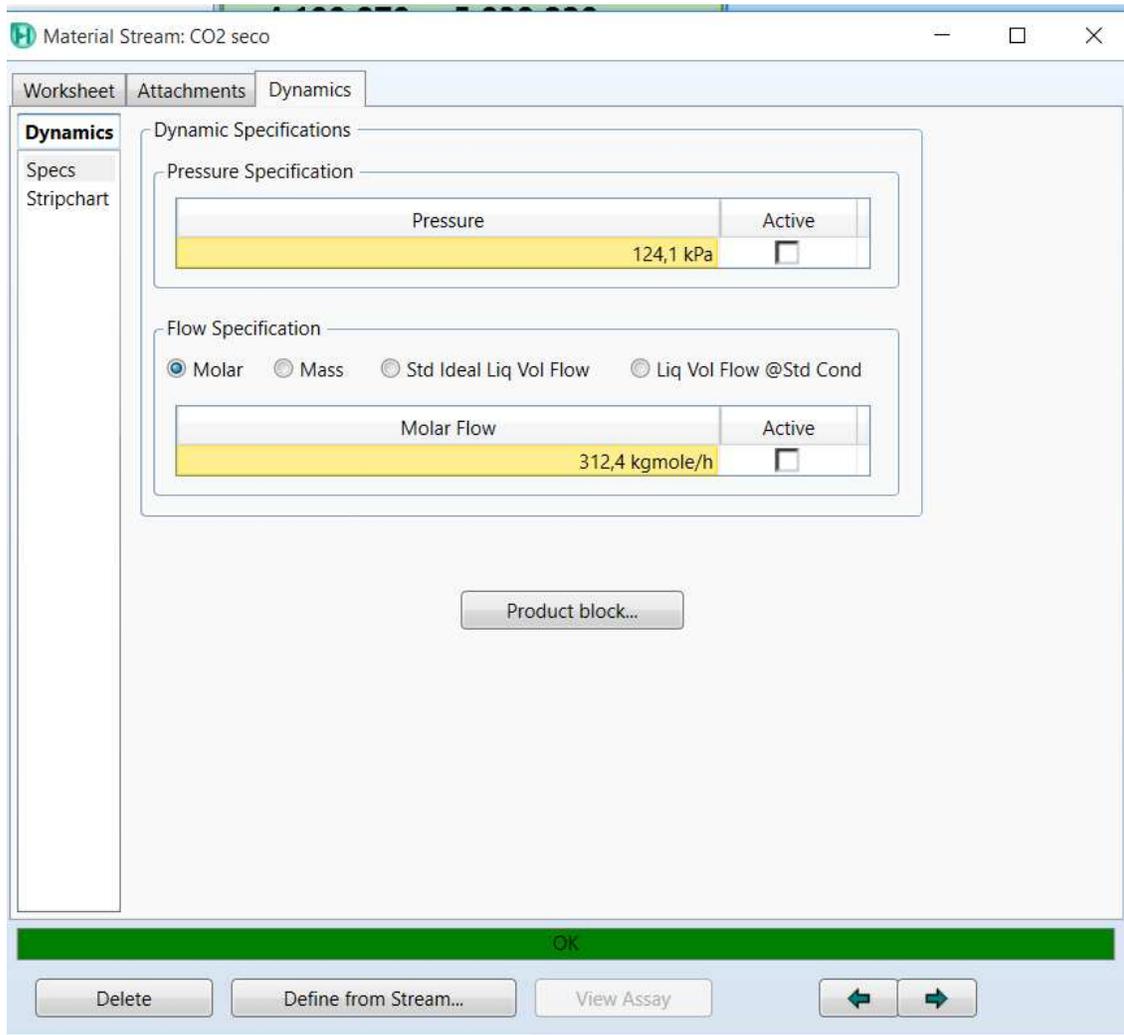
$$\text{Entrada de } CO_2 = ENTRADA * \%X_{CO_2 \text{ inicial}}$$

$$\text{Entrada de } CO_2 = 341,46 \frac{Kmol}{h} * 0,9128$$

$$\text{Entrada de } CO_2 = 311,68 \frac{Kmol}{h}$$

- **Para la SALIDA:**

De la composición del dióxido de carbono seco obtenido de la simulación en Hysys.



**Figura 4.38.** Presión y flujo molar de la corriente CO2 seco

De la Figura 4.38 se puede observar que el valor del flujo molar de la corriente de salida del sistema (CO<sub>2</sub> seco) es:

$$SALIDA = 312,4 \frac{Kmol}{h}$$

- **Composición molar final de dióxido de carbono:**

De la Figura 4.39 se puede notar que la fracción molar del dióxido de carbono de la corriente de SALIDA es de 0,9943 y la del agua es 0,004 (0,4%).

	Mole Fractions	Vapour Phase
CO2	0,9943	0,9943
Methane	0,0017	0,0017
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
H2O	0,0040	0,0040
TEGlycol	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

**Figura 4.39.** Composición de la corriente CO<sub>2</sub> seco

Para el porcentaje respectivo de la pureza del dióxido de carbono se multiplica la fracción molar (0,9943) por el cien por ciento:

$$PUREZA DE CO_2 = Fracción molar * 100\%$$

$$PUREZA DE CO_2 = 0,9943 * 100\%$$

$$PUREZA DE CO_2 = 99,43\%$$

Para el criterio de aceptación o rechazo del proyecto de diseño, en función de la pureza obtenida, se considerara la Tabla 4.13:

**Tabla 4.13.** Interpretación de la pureza de CO<sub>2</sub> de la simulación

VALOR	SIGNIFICADO	DECISIÓN A TOMAR
<i>PUREZA</i> > 97%	La corriente de CO <sub>2</sub> podría ser utilizado en otras industrias para otros usos	El proyecto puede aceptarse
<i>PUREZA</i> < 97%	La corriente de CO <sub>2</sub> no podría ser utilizado en otras industrias para otros usos	El proyecto debería rechazarse
<i>PUREZA</i> = 97%	La corriente de CO <sub>2</sub> podría ser utilizado en otras industrias si es factible el análisis económico	La decisión debería basarse en otros criterios

Entonces la unidad diseñada cumple con el objetivo de purificación ya que está por encima del 97% para darle otros usos industriales. **El proyecto puede aceptarse.**

- **Cálculo de la salida de CO<sub>2</sub>:**

Como ya se conoce la fracción molar del dióxido de carbono de 0,9943, entonces:

$$Salida\ de\ CO_2 = 312,4 \frac{Kmol}{h} * 0,9943$$

$$Salida\ de\ CO_2 = 310,62 \frac{Kmol}{h}$$

- **Cálculo de la Recuperación de CO<sub>2</sub>:**

Por lo que finalmente se tiene:

$$Recuperación\ de\ CO_2 = \frac{Salida\ de\ CO_2}{Entrada\ de\ CO_2}$$

$$Recuperación\ de\ CO_2 = \frac{310,62 \frac{Kmol}{h}}{311,68 \frac{Kmol}{h}}$$

$$Recuperación\ de\ CO_2 = 0,9966$$

$$\mathbf{Recuperación\ de\ CO_2 = 99,66\%}$$

El valor anterior representa una buena recuperación del dióxido de carbono, para evitar su emisión directa a la atmosfera.

## CAPÍTULO 5

### ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD

#### 5.1. COMPARACIÓN DE RESULTADOS

Se tomarán en cuenta los parámetros más importantes, resultados del diseño de la unidad de deshidratación por absorción de una corriente de dióxido de carbono, realizado en el capítulo anterior, así como se realizara una comparación entre variables iguales del cálculo y de la simulación. Cabe recalcar que la Unidad de Deshidratación por absorción diseñada para la remoción del contenido de agua de la corriente de dióxido de carbono inicial tiene como parámetros más importantes: las dimensiones de la Torre Contactora (especialmente el diámetro y la altura de la Torre, además del número de platos), las características del TEG (porcentajes del glicol pobre y glicol rico, además de su velocidad de circulación) y las condiciones del reboiler (esencialmente la temperatura y la potencia)

##### 5.1.1. Resumen de los cálculos del diseño de una unidad de deshidratación por absorción

Para los diversos parámetros se obtuvieron los siguientes valores, que se resumen en las Tablas 5.1, 5.2, 5.3 y 5.4:

**Tabla 5.1.** Resultados de parámetros de la corriente de dióxido de carbono

CORRIENTE DE DIÓXIDO DE CARBONO	
factor de compresibilidad	0,994
Flujo volumétrico de operación	$161280,08 \frac{ft^3}{h}$
peso molecular del gas	$41,73 \frac{lb}{lb - mol}$
densidad del gas	$0,135 \frac{lb}{ft^3}$

**Tabla 5.2.** Resultados de parámetros de la Torre Contactora

<b>TORRE CONTACTORA</b>	
velocidad máxima	13062,46 $\frac{ft}{h}$
sección de la columna	12,347 $ft^2$
diámetro de la columna	4,5 $ft$
número de platos reales	16 <i>platos</i>
altura de la Torre Contactora	32 $ft$

**Tabla 5.3.** Resultados de parámetros del TEG

<b>TEG</b>	
Porcentaje de TEG en el glicol pobre	99,99%
Velocidad de circulación	3 $\frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}}$
Flujo másico de glicol pobre	22424,33 $\frac{lb}{h}$
Flujo másico de glicol rico	23226,84 $\frac{lb}{h}$
Porcentaje de TEG en el glicol rico	96,5%

**Tabla 5.4.** Resultados de parámetros del Reboiler

<b>REBOILER</b>	
Temperatura del reboiler	400 °F
Carga térmica total	939,301 $\frac{BTU}{gal_{TEG}}$
Potencia del reboiler	2264,86 $\frac{KBTU}{h}$

### 5.1.2. Resumen de los parámetros obtenidos de la simulación

Para los parámetros que se obtuvieron de la simulación, para así realizar una comparación, se resumen en las Tablas 5.5, 5.6, 5.7 y 5.8:

**Tabla 5.5.** Resultados de parámetros de la corriente de dióxido de carbono

<b>CORRIENTE DE GAS</b>	
factor de compresibilidad	1
Flujo volumétrico de operación	$232832,9 \frac{ft^3}{h}$
peso molecular del gas	$41,74 \frac{lb}{lb - mol}$
densidad del gas	$0,134 \frac{lb}{ft^3}$

**Tabla 5.6.** Resultados de parámetros de la Torre Contactora

<b>TORRE CONTACTORA</b>	
velocidad máxima	$13062,46 \frac{ft}{h}$
sección de la columna	$11,595 ft^2$
diámetro de la columna	$1,3716 m = 4,5 ft$
número de platos reales	16 platos
altura total de la Torre Contactora	$13,4142 m = 44 ft$

**Tabla 5.7.** Resultados de parámetros del TEG

<b>TEG</b>	
Porcentaje de TEG en el glicol pobre	99,24%
Velocidad de circulación	$3 \frac{gal_{TEG}}{lb_{H2O}}$
Flujo másico de glicol pobre	$32366,9 \frac{lb}{h}$
Flujo másico de glicol rico	$33796,29 \frac{lb}{h}$
Porcentaje de TEG en el glicol rico	73,46%

**Tabla 5.8.** Resultados de parámetros del Reboiler

<b>REBOILER</b>	
Temperatura del reboiler	400 °F
Carga térmica total	$1497,38 \frac{BTU}{gal_{TEG}}$
Potencia del reboiler	$3610,52 \frac{KBTU}{h}$

### 5.1.3. Comparación de los parámetros obtenidos mediante cálculos y la simulación

Para los parámetros más importantes resumidos en las anteriores tablas, se puede observar que en cuestión de la corriente de gas, existe una gran similitud entre los valores calculados y los valores obtenidos de la simulación.

Con respecto a la torre contactora (Tablas 5.2 y 5.6) se pueden notar algunos cambios, principalmente en la altura total de la torre, debido a que en la parte analítica solo se considera la altura de los platos, mientras que el simulador adicionalmente toma en cuenta el espaciamiento existente entre el fondo y cima de la torre que es una distancia considerable entre el primer y el último plato, razón por la cual se tiene 32 ft para la altura de los platos y 44 ft para la altura total.

Analizando los parámetros del TEG (Tablas 5.3 y 5.7) se puede notar que existe una gran variación entre los valores de los parámetros debido a que en el simulador se utiliza la operación de Recycle que mejora y optimiza el ciclo de circulación del glicol, razón por la cual varían los flujos másicos y los porcentajes, comparando con los cálculos realizados. Pero, dichos parámetros no afectan en gran medida al sistema en general, ya que el objetivo del glicol es remover el agua de la corriente de dióxido de carbono, si se requiere mayor flujo del mismo, entonces se añadirá al diseño final.

En el caso del reboiler (Tablas 5.4 y 5.8) se puede observar que la potencia requerida en la simulación es mayor de la calculada, debido al incremento del flujo másico de glicol, por lo que se requiere mayor energía para regenerar el mismo, la diferencia comprada con el valor calculado no es demasiada, y nuevamente es debido a la operación de Recycle, con la cuenta el simulador, que permite reevaluar y optimizar las corrientes en un sistema de ciclo cerrado.

### 5.1.3. Comparación de los resultados obtenidos mediante cálculos y la simulación

Los resultados que más interesan en el presente proyecto son: el porcentaje molar final del dióxido de carbono (para determinar la purificación obtenida), la recuperación del dióxido de carbono (para determinar el porcentaje capturado) y por último el porcentaje de agua asociado a la corriente de salida (para determinar la efectividad de la unidad de deshidratación por absorción). Los valores de dichos resultados se muestran en la Tabla 5.9:

**Tabla 5.9.** Resultados obtenidos mediante cálculos y la simulación

<b>Parámetro</b>	<b>Valor calculado</b>	<b>Valor de la simulación</b>
Pureza de CO <sub>2</sub>	97,02%	99,43%
Recuperación de CO <sub>2</sub>	94,08%	99,66%
Porcentaje de agua	2,80%	0,4%

Como se puede apreciar en la Tabla 5.9 hay una variación de los resultados. Con la simulación se obtienen valores más altos de pureza y recuperación del dióxido de carbono, esto se debe a que en la simulación se puede optimizar el proceso con equipos adicionales, que se incluyen al diagrama de operación, algo que en el método analítico es muy difícil de hacer. Además que la eficiencia de la remoción de agua también es alto en la simulación, ya que este cuenta con operadores lógicos que cierran el ciclo del proceso y están constantemente optimizando la unidad. La variación de estos resultados principales no es demasiada entre el método analítico (valores calculados) y la simulación (valores de la simulación).

## 5.2. ANÁLISIS TÉCNICO

### 5.2.1. Descripción del producto

El Dióxido de Carbono purificado tiene una gran importancia para utilizarlo en recuperación mejorada en la industria petrolera o como un ingrediente importante en la industria alimentaria, razón por la cual resulta una gran alternativa purificar el dióxido de carbono asociado al gas natural para de esa manera brindarle un valor agregado, además de evitar su emisión directa al atmosfera.

Actualmente, el dióxido de carbono es utilizado para procesos de fracturamiento hidráulico en zonas áridas o que sufren estrés hídrico. Ahora, como proceso de Recuperación mejorada de gas no sólo aumenta el factor de recuperación, sino que el CO<sub>2</sub> inyectado se almacena dentro de la formación, disminuyendo los gases de efecto invernadero representando así una solución al cambio climático. Las propiedades que posee el dióxido de carbono son: baja viscosidad similar a la de un gas, alta densidad, es de fácil difusión, alta miscibilidad con los hidrocarburos y tensión superficial igual a cero.

Adicionalmente, el Dióxido de Carbono es un ingrediente ampliamente utilizado en la industria de alimentos principalmente por su acción como gas de envasado y para darle características propias a las bebidas. Entre las aplicaciones más comunes se encuentran:

- Bebidas saborizadas
- Bebidas alcohólicas
- Frutas y vegetales mínimamente procesados
- Comidas listas para su consumo

Los gases de envasado son sustancias gaseosas, introducidas en un envase antes, durante o después de su llenado con un producto, con la intención de proteger el producto, por ejemplo, de la oxidación o descomposición.

### **5.2.2. Descripción del proceso**

Para realizar el tratamiento y purificación del dióxido de carbono existen varias alternativas que dependen de las características de la corriente de gas natural a procesar, para el caso planteado en el presente proyecto en particular, se toma en cuenta una corriente de dióxido de carbono, que proviene de una unidad de endulzamiento por amina de una planta de tratamiento de gas natural. De las alternativas existentes se opta solo por una unidad adicional de deshidratación por absorción con trietilenglicol (TEG) para remover el alto contenido de agua, ya que la corriente a deshidratar no presenta en su composición ácido sulfhídrico, ni alto contenido de metano y etano, por lo que se reduce el tratamiento a solo una remoción de agua, que si se presenta en un alto porcentaje. Con los resultados obtenidos se puede verificar que es una gran alternativa, ya que se logra purificar el dióxido de carbono hasta en un 99,43%.

### **5.2.3. Dimensionamiento**

Gracias a la simulación realizada en Aspen Hysys es posible obtener datos de dimensionamiento de los distintos equipos necesarios para la unidad de deshidratación, lo cual resulta beneficioso para obtener una idea acerca del tamaño de la unidad y de las condiciones requeridas para su instalación. Además de que se obtienen valores de los parámetros de los equipos adicionales, como la bomba, el mezclador, la válvula, el intercambiador de calor, y el condensador y reboiler de la columna de regeneración del glicol. La mayoría de los parámetros están relacionados con la presión, temperatura y características internas de las estructuras de los equipos. Todo lo anteriormente mencionado, se resumen en las Tablas 5.10, 5.11, 5.12 y 5.13:

**Tabla 5.10.** Dimensionamiento de la Torre Contactora y de la Columna de Regeneración

Multi-diameter tower		
User tag number	Main Tower_@CONTACTOR	Main Tower_@REGENERADOR
Remarks 1	Equipment mapped from 'Main Tower_@CONTACTOR'.	Equipment mapped from 'Main Tower_@REGENERADOR'.
Diameter Bottom section [m]	1,3716	2,4384
Bottom tangent to tangent height [m]	13,4112	4,2672
Design gauge pressure Bottom [kPag]	243,42108	103,425
Design temperature Bottom [C]	121,1111111	133,4385828
Operating temperature Bottom [C]	81,97132778	105,660805
Number of trays Bottom section	16	1
Bottom Tray type	SIEVE	SIEVE
Bottom Tray material		
Bottom Tray spacing [m]	0,6096	0,6096
Molecular Wt Overhead Prod.	43,861173	29,051149

**Tabla 5.11.** Parámetros del mezclador, válvula y reciclo

Quoted equipment			
User tag number	MEZCLADOR	VLV-100	RCY-1
Remarks 1	Equipment mapped from 'MEZCLADOR'.	Equipment mapped from 'VLV-100'.	Equipment mapped from 'RCY-1'.
Code of account	100	100	100
Material cost per unit	0	0	0

**Tabla 5.12.** Parámetros de la bomba centrífuga

Centrif pump	
User tag number	Bomba
Remarks 1	Equipment mapped from 'Bomba'.
Liquid flow rate [m3/h]	14,77452288
Fluid head [m]	1,280811053
Fluid specific gravity	1,099402
Design gauge pressure [kPag]	243,42108
Design temperature [C]	121,1111111
Fluid viscosity [cP]	13,199
Pump efficiency [%]	75

**Tabla 5.13.** Parámetros del enfriador, intercambiador de calor, regenerador y reboiler

TEMA HEX				
User tag number	COOLER	INTERCAMBIADOR	Reboiler_@REGENERADOR	Condenser_@REGENERADOR
Remarks 1	Equipment mapped from 'COOLER'.	Equipment mapped from 'INTERCAMBIADOR'.	Equipment mapped from 'Reboiler_@REGENERADOR'.	Equipment mapped from 'Condenser_@REGENERADOR'.
Number of identical items	1	1	1	1
Heat transfer area [m2]	52,04994759	7,980455479	197,812888	149,6431972
Front end TEMA symbol	B	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M	M
Tube design gauge pressure [kPag]	415,79608	243,42108	3001,42108	415,79608
Tube design temperature [C]	208,7706367	232,2206089	257	132,7777778
Tube operating temperature [C]	35	104,9999989	229,2222222	35
Tube outside diameter [m]	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254
Shell design gauge pressure [kPag]	243,42108	128,504411	1967,17108	243,42108
Shell design temperature [C]	208,7706367	232,2206089	232,2206089	132,7777778
Shell operating temperature [C]	180,9928589	204,4428311	204,4428311	105
Tube length extended [m]	6,096	6,096	6,096	6,096
Tube pitch [m]	0,03175	0,03175	0,03175	0,03175
Number of tube passes	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1

### 5.3. COSTOS DE LA UNIDAD DISEÑADA

#### 5.3.1. Costos del equipamiento

El equipamiento a utilizar en la unidad de deshidratación consta de un enfriador, una bomba, un mezclador, una válvula, un intercambiador, una torre contactora, un reboiler, un condensador y una columna de regeneración. Los costos por la adquisición de los equipos, así como el costo de su instalación se resumen en la Tabla 5.14:

**Tabla 5.14.** Costos del equipamiento

Equipment				
Name	Equipment Cost [USD]	Installed Cost [USD]	Equipment Weight [LBS]	Total Installed Weight [LBS]
COOLER	18900	90600	4700	17813
Bomba	4800	38500	180	4299
MEZCLADOR	0	0	0	0
VLV-100	0	0	0	0
INTERCAMBIADOR	10400	64600	1200	8703
RCY-1	0	0	0	0
Main Tower_@CONTACTOR	98100	284900	19700	45445
Reboiler_@REGENERADOR	53200	156000	16700	42824
Main Tower_@REGENERADOR	63800	278800	14900	50259
Condenser_@REGENERADOR	36500	121700	11900	29372

#### 5.3.2. Costos de la unidad de operación

El equipamiento a utilizar en la unidad de operación consta de un enfriador, una bomba, un mezclador, una válvula, un intercambiador, una torre contactora, y una columna de regeneración. Los costos por la adquisición de los equipos, así como el costo de su instalación se resumen en la Tabla 5.15:

**Tabla 5.15.** Costos de la unidad de operación

Unit operation					
Name	Equipment Cost [USD]	Installed Cost [USD]	Equipment Weight [LBS]	Installed Weight [LBS]	Utility Cost [USD/HR]
COOLER	18900	90600	4700	17813	3,75396
CONTACTOR	98100	284900	19700	45445	0
Bomba	4800	38500	180	4299	0,006975
MEZCLADOR	0	0	0	0	0
VLV-100	0	0	0	0	0
REGENERADOR	153500	556500	43500	122455	563,788189
INTERCAMBIADOR	10400	64600	1200	8703	0
RCY-1	0	0	0	0	0

### 5.3.3. Costos por requerimiento de energía

Las corrientes adicionales de energía a utilizar en la unidad de deshidratación son las requeridas por los equipos que gastan electricidad, así como el enfriador que requiere de un flujo de agua refrigerante para su funcionamiento, y finalmente el requerimiento de energía para el ajuste de presión en la bomba centrífuga. Los costos requeridos para dichos requerimientos se resumen en la Tabla 5.16:

**Tabla 5.16.** Costos generados por requerimiento de electricidad, agua fría y ajuste de presión

Utilities					
Name	Fluid	Rate	Rate Units	Cost per Hour	Cost Units
Electricity		94,413	KW	7,317007	USD/H
Cooling Water	Water	0,216028	MMGAL/H	25,92336	USD/H
Steam @400PSI	Steam	46,25267	KLB/H	541,618766	USD/H

### 5.3.4. Costo total de instalación de la Unidad de Deshidratación

Teniendo en cuenta todos los costos asociados a la instalación y un supuesto funcionamiento de la Unidad de Deshidratación se tiene la Tabla 5.17:

**Tabla 5.17.** Resumen de los costos totales de la unidad de deshidratación

Summary	
Total Capital Cost [USD]	4199870
Total Operating Cost [USD/Year]	6387310
Total Raw Materials Cost [USD/Year]	0
Total Product Sales [USD/Year]	0
Total Utilities Cost [USD/Year]	5039220
Desired Rate of Return [Percent/Year]	20
P.O.Period [Year]	0
Equipment Cost [USD]	285700
Total Installed Cost [USD]	1035100

## 5.4. INVERSIÓN DEL PROYECTO

### 5.4.1. Activo fijo y Depreciación

Los activos fijos son todos aquellos bienes tangibles, que no pueden convertirse en líquido a corto plazo y que normalmente son necesarios para el funcionamiento y no se destinan a la venta. Para este caso lo constituirán todos los equipos que se especifican en el diseño, considerado el costo de los mismos y el costo de la instalación, para tener un importe total de los costos fijos que se emplearían para la implementación de la unidad de tratamiento y purificación de dióxido de carbono, los cuales se muestran en la Tabla 5.18:

**Tabla 5.18.** Importe de los Activos Fijos

<b>EQUIPO</b>	<b>Costo aproximado del Equipo [USD]</b>	<b>Costo de Instalación [USD]</b>	<b>IMPORTE [USD]</b>
Cooler	18900	90600	109500
Contactador	98100	284900	383000
Bomba	4800	38500	43300
Regenerador	153500	556500	710000
Intercambiador	10400	64600	75000
Main Tower_@Contactador	98100	284900	383000
Reboiler_@REGENERADOR	53200	156000	209200
Main Tower_@Regenerador	63800	278800	342600
Condenser_@REGENERADOR	36500	121700	158200
<b>TOTAL</b>	<b>537300</b>	<b>1876500</b>	<b>2413800</b>

Para efectos contables los activos fijos están sujetos a depreciación, la cual afectara al resultado de la evaluación económica por su efecto sobre el cálculo de los impuestos. La depreciación de los diferentes activos fijos, considerando un periodo de 5 años de funcionamiento, se muestra en la Tabla 5.19:

**Tabla 5.19.** Depreciación de los Activos Fijos

<b>EQUIPO</b>	<b>IMPORTE [USD]</b>	<b>AÑOS</b>	<b>DEPRECIACIÓN [USD]</b>
Cooler	109500	5	21900
Contactora	383000	5	76600
Bomba	43300	5	8660
Regenerador	710000	5	142000
Intercambiador	75000	5	15000
Main Tower_@Contactora	383000	5	76600
Reboiler_@REGENERADOR	209200	5	41840
Main Tower_@Regenerador	342600	5	68520
Condenser_@REGENERADOR	158200	5	31640
<b>TOTAL</b>	<b>2413800</b>		<b>482760</b>

#### 5.4.2. Activos Intangibles

Son todas aquellas que se realizan sobre activos constituidos por los servicios o derechos adquiridos. Para este punto se considerara el costo capital total (obtenido de la Tabla 5.17) y los gastos de puesta en marcha (se asumirá un valor de 1000000 USD). El valor total de los activos intangibles se muestra en la Tabla 5.20:

**Tabla 5.20.** Importe de los Activos Tangibles

<b>ACTIVO INTANGIBLE</b>	<b>IMPORTE (USD)</b>
Costo Capital Total	4199870
Gastos de puesta en marcha	1000000
<b>TOTAL</b>	<b>5199870</b>

La pérdida del valor contable de los activos intangibles se denomina amortización, el valor del mismo en un periodo de 5 años se muestra en la Tabla 5.21:

**Tabla 5.21.** Amortización de los Activos Tangibles

<b>ACTIVO INTANGIBLE</b>	<b>IMPORTE (USD)</b>	<b>AÑOS</b>	<b>AMORTIZACIÓN</b>
Costo Capital Total	4199870	5	839974
Diseño Del Proyecto	1000000	5	200000
<b>TOTAL</b>			<b>1039974</b>

### 5.4.3. Inversión Total

Se da por la sumatoria de los activos fijos y los activos intangibles (Tabla 5.22):

**Tabla 5.22.** Inversión Total

<b>INVERSIÓN</b>	<b>IMPORTE (USD)</b>
Activos Fijos	2413800
Activos Intangibles	5199870
<b>TOTAL</b>	<b>7613670</b>

## 5.5. ESTRUCTURA DE COSTOS

### 5.5.1. Costo Fijo

Son aquellos en los que se incurre y que en el corto plazo o para ciertos niveles de producción, no dependen del volumen de productos. Para este cálculo se considerara la depreciación del activo fijo y la amortización del activo intangible (Tabla 5.23).

**Tabla 5.23.** Costo Fijo Total

<b>COSTO FIJO</b>	<b>IMPORTE (USD)</b>
Depreciación del Activo Fijo	482760
Amortización del Activo Intangible	1039974
<b>TOTAL</b>	<b>1522734</b>

### 5.5.2. Costo Variable

Costo que guarda dependencia importante con el volumen de producción. En este caso se toma en cuenta el costo de operación y el costo por requerimiento de energía.

**Tabla 5.24.** Costo Variable Total

<b>COSTO VARIABLE</b>	<b>COSTO (USD/H)</b>
Electricidad	7,317007
Agua refrigerada	25,92336
Cooler	3,75396
Bomba	0,006975
Regenerador	563,788189
<b>TOTAL</b>	<b>600,789491</b>

De la Tabla 5.24 se obtiene un costo variable total. Para un análisis económico considerando una unidad de producto, para calcular el costo variable unitario. En este caso el producto obtenido es el dióxido de carbono purificado. Para una unidad de CO<sub>2</sub> se va a considerar 1 Tonelada Métrica (TM) del mismo. De los resultados obtenidos en el Capítulo 4, se conoce que la corriente de salida de dióxido de carbono puro obtenida de la simulación es de 310,62 Kmol/h, entonces dicha corriente en TM/año (considerando el peso molecular del dióxido de carbono de 44 Kg/Kmol y el factor de conversión donde 1 TM equivale a 1000 Kg)

$$FLUJO DE CO_2 = 310,62 \frac{Kmol}{h} * \frac{44 Kg}{1 Kmol} * \frac{1 TM}{1000 Kg} * \frac{24 h}{1 día} * \frac{365 días}{1 año}$$

$$FLUJO DE CO_2 = 119725,37 \frac{TM}{año}$$

Luego considerando el costo variable total en USD/año:

$$C_{VT} = 600,789491 \frac{USD}{h} * \frac{24 h}{1 día} * \frac{365 días}{1 año}$$

$$C_{VT} = 5262915,94 \frac{USD}{año}$$

Finalmente obteniendo el costo variable unitario (Cvu):

$$C_{VU} = \frac{C_{VT}}{FLUJO CO_2} = \frac{5262915,94 \frac{USD}{año}}{119725,37 \frac{TM}{año}}$$

$$C_{VU} = 43,9582339 \frac{USD}{TM}$$

### 5.5.3. Precio del Dióxido de Carbono

La Conferencia de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático ha promovido estrategias basadas en la idea de fijar un precio a la tonelada emitida de dióxido de carbono, razón por la cual el “precio del carbono” es una herramienta económica destinada a integrar en los precios de mercado los costes ocultos de los daños causados por las emisiones de los gases de efecto invernadero. Para el flujo de caja se considerará este indicador. De acuerdo a SENDECO<sub>2</sub> (Sistema Europeo de negociación de CO<sub>2</sub>) la media de los últimos 12 meses del precio de dióxido de carbono es de 62.77 Euros por tonelada métrica emitida al medio ambiente, lo que equivale a 68,52 USD (dólares americanos).

$$PRECIO CO_2 = 68,52 \frac{USD}{TM}$$

### 5.6. FLUJO DE CAJA

En finanzas se entiende por flujo de caja (en inglés cash flow) los flujos de entradas y salidas de caja o efectivo, en un periodo dado. El flujo de caja es la acumulación neta de activos líquidos en un periodo determinado y, por lo tanto constituye un indicador importante de la liquidez. El flujo de caja es utilizado para analizar la viabilidad de un proyecto de inversión, los flujos de fondos son la base de cálculo del valor actual neto (VAN) y de la tasa interna de retorno (TIR).

### 5.6.1. Elaboración del Flujo de Caja

Usualmente el flujo de caja se calcula con una matriz de columnas y filas. En las columnas se disponen los periodos; y en las filas los ingresos y las salidas de dinero. Para el presente proyecto se muestra en la siguiente tabla el respectivo flujo de caja:

**Tabla 5.25.** Flujo de Caja

PRECIO (USD/TM)	68,52					
COSTO VARIABLE UNITARIO (USD/TM)	43,9582339					
DETALLE	0	1	2	3	4	5
PRODUCCIÓN (TM/año)		119725,3728	119725,3728	119725,3728	119725,3728	119725,3728
INGRESOS POR VENTAS		8203582,544	8203582,544	8203582,544	8203582,544	8203582,544
COSTO VARIABLE		5262915,941	5262915,941	5262915,941	5262915,941	5262915,941
COSTO FIJO		1522734	1522734	1522734	1522734	1522734
UTILIDAD OPERATIVA		1417932,603	1417932,603	1417932,603	1417932,603	1417932,603
I.U.E. 25%		354483,1508	354483,1508	354483,1508	354483,1508	354483,1508
UTILIDAD NETA		1063449,452	1063449,452	1063449,452	1063449,452	1063449,452
DEPRECIACIÓN DE ACTIVO FIJO		482760	482760	482760	482760	482760
AMORTIZACIÓN DE ACTIVO INTANGIBLE		1039974	1039974	1039974	1039974	1039974
INVERSIÓN DEL PROYECTO	-7613670					
FLUJO DE CAJA	-7613670	2586183,452	2586183,452	2586183,452	2586183,452	2586183,452

De la Tabla 5.25 el I.U.E hace referencia a los Impuestos por Utilidades de la Empresa, que por consideración general se toma un valor del 25%. Además se consideró una producción constante durante el periodo de 5 años, para el cálculo respectivo del flujo de caja.

Los cálculos de las variables de la Tabla 5.25, se muestran a continuación:

$$\text{Ingresos por ventas} = \text{Precio} * \text{Producción}$$

$$\text{Ingresos por ventas} = 68,52 \frac{\text{USD}}{\text{TM}} * 119725,37 \frac{\text{TM}}{\text{año}} = 8203582,544 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

- Para la Utilidad operativa:

$$Utilidad\ Operativa = Ingresos\ por\ Ventas - Costo\ Variable - Costo\ Fijo$$

$$Utilidad\ Operativa = 8203582,544 \frac{USD}{año} - 5262915,941 \frac{USD}{año} - 1522734 \frac{USD}{año}$$

$$Utilidad\ Operativa = 1417932,603 \frac{USD}{año}$$

- Para el Impuesto a la Utilidad:

$$I.U.E. = 0,25 * Utilidad\ Operativa = 0,25 * 1417932,603 \frac{USD}{año}$$

$$I.U.E. = 354483,1508 \frac{USD}{año}$$

- Para la Utilidad neta

$$Utilidad\ Neta = Utilidad\ Operativa - I.U.E.$$

$$Utilidad\ Neta = 1417932,603 \frac{USD}{año} - 354483,1508 \frac{USD}{año}$$

$$Utilidad\ Neta = 1063449,452 \frac{USD}{año}$$

- Para el Flujo de Caja

$$FLUJO\ DE\ CAJA = Utilidad\ Neta + Depreciación + Amortización$$

$$FLUJO\ DE\ CAJA = 1063449,452 \frac{USD}{año} + 482760 \frac{USD}{año} + 1039974 \frac{USD}{año}$$

$$FLUJO\ DE\ CAJA = 2586183,452 \frac{USD}{año}$$

## 5.7. EVALUACIÓN DEL PROYECTO

### 5.7.1. Valor Actual neto (VAN)

El valor actual neto, también conocido como valor actualizado neto o valor presente neto, cuyo acrónimo es VAN, es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros o en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. La fórmula que nos permite calcular el VAN es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + TOP)^t} - I_0$$

De la anterior fórmula  $V_t$  representa los flujos de caja en cada periodo  $t$ ;  $I_0$  es el valor del desembolso inicial de inversión;  $n$  es el número de periodos considerado y  $TOP$  es la tasa o tipo de oportunidad. Para el presente caso se considera un valor del  $TOP$  del 9% (0,09). Además que se tomara en cuenta un periodo de 5 años, entonces  $n=5$ :

$$VAN = -I_0 + \frac{V_t}{(1 + TOP)^1} + \frac{V_t}{(1 + TOP)^2} + \frac{V_t}{(1 + TOP)^3} + \frac{V_t}{(1 + TOP)^4} + \frac{V_t}{(1 + TOP)^5}$$

Reemplazando los valores en la anterior fórmula se tiene:

$$VAN = -7613670 + \frac{2586183,452}{(1 + 0,09)^1} + \frac{2586183,452}{(1 + 0,09)^2} + \frac{2586183,452}{(1 + 0,09)^3} + \frac{2586183,452}{(1 + 0,09)^4} + \frac{2586183,452}{(1 + 0,09)^5}$$

$$VAN = 2445681,733$$

Al valor calculado se debe de realizar la siguiente interpretación de la Tabla 5.26:

**Tabla 5.26.** Interpretación del VAN

<b>VALOR</b>	<b>SIGNIFICADO</b>	<b>DECISIÓN A TOMAR</b>
$VAN > 0$	La decisión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida	El proyecto puede aceptarse
$VAN < 0$	La inversión produciría perdidas por debajo de la rentabilidad exigida	El proyecto debería rechazarse
$VAN = 0$	La inversión no produciría ni ganancias ni perdidas	Dado que el proyecto no le agrega valor monetario, la decisión debería basarse en otros criterios

Entonces del valor obtenido:

$$VAN = 2445681,733$$

$$VAN > 0$$

**EL PROYECTO ES FACTIBLE, puede aceptarse de acuerdo al valor del VAN.**

### 5.7.2. Tasa Interna de Retorno (TIR)

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión es la media geométrica de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para reinvertir. En términos simples, diversos autores la conceptualizan como la tasa de descuento con la que el valor actual neto o valor presente neto (VAN) es igual a cero. La TIR puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad; así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de oportunidad). Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresado por la TIR, supera la tasa de corte (TOP) se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza, como se aprecia en la Tabla 5.27.

**Tabla 5.27.** Interpretación de la TIR

VALOR	DECISIÓN A TOMAR
$TIR > TOP$	Proyecto factible
$TIR < TOP$	Proyecto no factible
$TIR = TOP$	Proyecto indiferente

La fórmula que calcula la tasa interna de retorno es la siguiente:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + TOP)^t} - I_0 = 0$$

De la anterior formula  $V_t$  representa los flujos de caja en cada periodo t;  $I_0$  es el valor del desembolso inicial de inversión; n es el número de periodos considerado y TIR es la tasa interna de retorno. Se sabe que n=5. Entonces:

$$0 = -7613670 + \frac{2586183,452}{(1 + TIR)^1} + \frac{2586183,452}{(1 + TIR)^2} + \frac{2586183,452}{(1 + TIR)^3} + \frac{2586183,452}{(1 + TIR)^4} + \frac{2586183,452}{(1 + TIR)^5}$$

Calculando de la anterior ecuación el valor de la TIR:

$$TIR = 0,207179131$$

Expresando el anterior valor en porcentaje multiplicando por 100%:

$$TIR = 20,72\%$$

$$[TIR = 20,72\%] > [TOP = 9\%]$$

**EL PROYECTO ES FACTIBLE, puede aceptarse de acuerdo al valor de la TIR.**

## CAPÍTULO VI

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 6.1. CONCLUSIONES

- ✓ Existen diversos procesos y sistemas para realizar un tratamiento de purificación del dióxido de carbono, que depende mucho de las características y componentes de la corriente a purificar. Para el caso planteado en el presente proyecto, aplicado a la Planta de Tratamiento de Gas Santa Rosa, la corriente a purificar presenta un alto contenido de agua junto con el dióxido de carbono, poca presencia de metano, etano e hidrocarburos, y nula composición de ácido sulfhídrico. Teniendo en cuenta estas características, la unidad de purificación solamente requiere de la remoción del contenido de agua, razón por la cual se ha elegido diseñar una unidad de deshidratación por absorción, para remover dicho contenido de agua de la corriente inicial, denominada corriente de entrada.
- ✓ La implementación de una unidad de tratamiento y purificación en una planta de Tratamiento de Gas de Bolivia (Planta Santa Rosa) resulta factible, tanto económica (por los análisis del VAN y la TIR) como técnica (por los resultados de la pureza del dióxido de carbono obtenido). Así que el presente proyecto es una gran alternativa para reducir la emisión directa del dióxido de carbono en las Plantas de Tratamiento de Gas de Bolivia (especialmente las que cuentan con una unidad de endulzamiento), lo que constituiría una mitigación del impacto ambiental causado por las plantas.

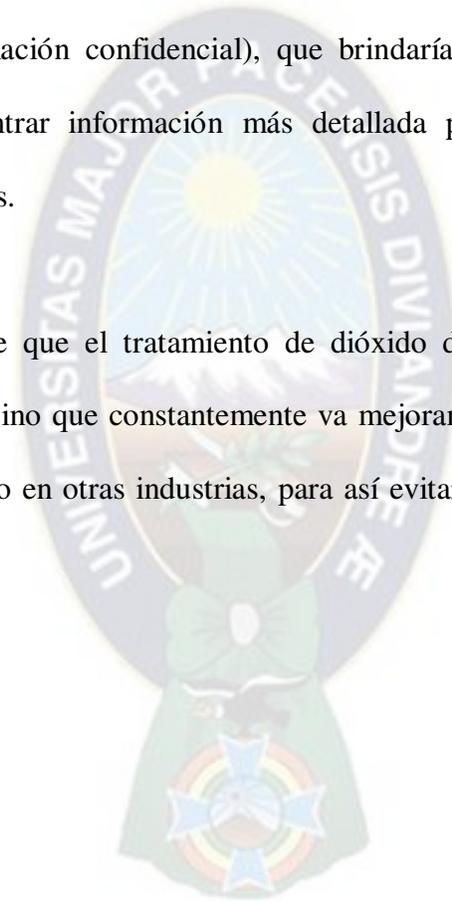
- ✓ El dióxido de carbono es uno de los gases más contaminantes a nivel medioambiental que existen. Actualmente, una gran parte de las actividades humanas emiten elevadas cantidades de dióxido de carbono, donde la Industria Energética de manera general es el principal aportante. Por eso, se hace necesario tomar medidas globales para luchar contra estas emisiones.
  
- ✓ Para utilizar el dióxido de carbono en las distintas industrias se hace necesario realizar un tratamiento y purificación del mismo, ya que los requerimientos y condiciones de este compuesto requieren cumplir ciertos parámetros para su óptimo uso. Tomando en cuenta la inyección en pozos depletados, como método de intervención de recuperación mejorada, se requiere aproximadamente un 97% de pureza de CO<sub>2</sub> (porcentaje molar) para así tener un éxito en la operación. Mientras que en la industria alimentaria, sería necesario contar con una corriente de dióxido de carbono con una pureza de al menos del 99,4% (porcentaje molar de CO<sub>2</sub>) para ser utilizado en la formulación de un producto.
  
- ✓ El diseño de la unidad de tratamiento y purificación del dióxido de carbono requiere el cálculo de varios parámetros, los cuales son cruciales en para realizar un análisis de su factibilidad. El presente proyecto demuestra que el diseño planteado de la unidad puede ser aplicado a todas las plantas de tratamiento de gas natural de Bolivia que presenten una unidad de endulzamiento, en su diseño original. Es decir no solamente a la Planta Santa Rosa, sino también a las Plantas de Sábalo, San Alberto, Itaú, Tacobo y Carrasco.

- ✓ La simulación de la unidad de deshidratación por absorción en el simulador Aspen Hysys brinda características y parámetros muy importantes para realizar un mejor análisis del sistema planteado. En dicho simulador se introducen datos de entrada, que solo se obtienen por los datos conocidos de la corriente a tratar y valores cruciales, obtenidos de los cálculos analíticos realizados en la parte del diseño de la unidad. Para el presente caso se ha observado que la simulación brinda resultados más convincentes para implementar la unidad diseñada.
- ✓ De acuerdo al análisis técnico realizado se concluye que el proyecto de diseño de una unidad de tratamiento y purificación por deshidratación por absorción es viable considerando la pureza y recuperación del dióxido de carbono, que de forma analítica se obtuvieron los valores del 97,02% de pureza y una recuperación del 94,08%; y en el caso del simulador se obtuvieron los valores del 99,43% de pureza y una recuperación del 99,66%, los cuales van a ser distintos en otras plantas de tratamiento de gas, pero que de acuerdo al procedimiento realizado, se puede inferir que también resultarían viables.
- ✓ El presente proyecto de implementación de una unidad de tratamiento y purificación de CO<sub>2</sub> es factible mediante el análisis del VAN y la TIR, los cuales dieron los resultados de 2445681,733 (el cual es un valor mayor a cero) para el VAN y 20,72% de la TIR (el cual es un valor mayor a la tasa de operación asumida del 9%). Además de que resultaría beneficioso para mitigar los impactos medioambientales, provocados por la industria petrolera y del gas, ya que actualmente dicho gas contaminante es el principal causante del cambio climático.

## 6.2. RECOMENDACIONES

- ✓ Se sugiere realizar un estudio a profundidad acerca de los impactos medioambientales provocados por la industria petrolera y del gas, así como de las cantidades de gases de efecto invernadero emitidos al medio ambiente, para de esa manera buscar alternativas que mitiguen los mismos, en función de información fiable. Un mejor entendimiento de los impactos generados ayudaría a la Industria a tomar mejores decisiones en cualquier escenario crítico que se presente.
- ✓ Se debería realizar una investigación respecto al uso de dióxido de carbono en otras industrias, analizando cuidadosamente las especificaciones del mismo y su precio. Para de esa manera considerar esos sectores como mercados potenciales para vender el dióxido de carbono purificado por la unidad de tratamiento y purificación, planteado en el presente proyecto.
- ✓ En cuestión a la inversión del proyecto, se debería buscar a las compañías adecuadas para la implementación del mismo. Aunque también el proyecto podría ser implementado como parte de una responsabilidad empresarial con el medio ambiente, donde el principal objetivo es reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> al medio ambiente.

- ✓ El uso de un simulador es necesario para observar los resultados aproximados que se pueden presentar en una situación real. Tomando en cuenta el caso actual los datos de entrada utilizados se encuentran en función de las variables conocidas y calculadas. Pero el simulador podría resultar más beneficioso si se conocieran algunos otros parámetros adicionales, que por lo general se asocian con los parámetros y constante utilizados en las plantas (información confidencial), que brindarían resultados más detallados y sofisticados. Encontrar información más detallada podría optimizar aún más los resultados obtenidos.
- ✓ Debe comprenderse que el tratamiento de dióxido de carbono no es un concepto totalmente nuevo, sino que constantemente va mejorando en métodos e innovaciones que permitan su uso en otras industrias, para así evitar su emisión a la atmosfera del planeta.



## REFERENCIAS

- ❖ Gómez Nancy y Cobo Martha. Purificación de dióxido de carbono emitido en plantas de tratamiento de gas. Ciencia en desarrollo, Vol. 9 No.2. Colombia (2018).
- ❖ Ministerio de Hidrocarburos y Energía. Campos gasíferos y petrolíferos de Bolivia. La Paz-Bolivia (2011).
- ❖ Valdez Rafael A., Tópicos de la Industria Petrolera en Bolivia – Perspectivas, UCB Bolivia (2008).
- ❖ Gutiérrez Jenny A., Simulación En Hysys Y Predimensionamiento de los Equipos Mayores en una Planta Endulzadora de Gas con MEA, Venezuela (2016)
- ❖ Santillana Jaime y Salinas Julia, Ingeniería de procesos en la industria de gas natural y condensados, Ssecoconsulting, Perú (2019)
- ❖ Abanades et al. La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (2005)
- ❖ Cámara Ángel et al. GT-02 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, Fundación Conama, España (2010)
- ❖ Gutiérrez Jenny A., Simulación En Hysys Y Predimensionamiento de los Equipos Mayores en una Planta Endulzadora de Gas con MEA, Venezuela (2016)
- ❖ Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, 12th Edition. Tulsa, Oklahoma, (2004)
- ❖ Resplandor Luis., Selección de procesos del endulzamiento del GN, Venezuela (2006)

- ❖ Batto Amos B., La problemática de las emisiones de gases de efecto invernadero en Bolivia, Bolivia (2014)
- ❖ <https://datosmacro.expansion.com/energia-y-medio-ambiente/emisiones-co2/bolivia>
- ❖ Agencia Nacional de Hidrocarburos, Fichas técnicas de las plantas que operan en Bolivia, ANH. Bolivia (2017)
- ❖ Prudencio Guido, Descripción general de la planta Santa Rosa, Chaco. Bolivia (2009)
- ❖ Berner, Robert A.; Kothavala, Zavareth. «GEOCARB III: A revised model of atmospheric CO<sub>2</sub> over Phanerozoic Time». American Journal of Science. (2001).
- ❖ Rodriguez et al. Chemical Technology Lab (2020). “Diquima”. Recuperado de: [http://www.diquima.upm.es/old\\_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Descr2.htm](http://www.diquima.upm.es/old_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Descr2.htm)
- ❖ SendeCO<sub>2</sub> “Precios de dióxido de carbono” <https://www.sendeco2.com/es/precios-co2>
- ❖ Repsol, Inventario de emisiones de CO<sub>2</sub> UN Bolivia: Área de contrato de Caipipendi (2012)

## 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.

**COOLER:** equipo encargado de disminuir la temperatura de cualquier tipo de fluido. Utilizado para sistemas de refrigeración o donde se necesite adecuar la temperatura.

**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  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ . Dentro de los mecanismos usados actualmente están los procesos con solventes químicos.

**GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP):** es un gas con propano y butano como componentes principales. Usualmente se obtiene al licuar gas natural a presiones moderadas y temperaturas bajas.

**GAS NATURAL (GN):** 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.

**GLICOL:** en general los glicoles son compuestos líquidos que presentan una gran afinidad con el agua, razón por la cual son ampliamente utilizados en procesos de deshidratación. Los más utilizados son el MEG (Metil-etil glicol) y el TEG (Trietilen glicol).

**INTERCAMBIADOR DE CALOR:** dispositivo diseñado para transferir calor entre dos fluidos. Un fluido refrigerante a una temperatura criogénica es el encargado de enfriar el gas natural hasta que este alcance la temperatura deseada. En procesos de licuefacción es común la utilización de dos intercambiadores de calor donde el primero se emplea con el objetivo de preenfriar el gas y el segundo intercambiador se usa para alcanzar la licuefacción.

**REGENERADOR:** Es una torre en donde se lleva a cabo una absorción química, trabaja a baja presión y alta temperatura para favorecer la regeneración de un determinado compuesto. La torre regeneradora cuenta con un condensador y un reboiler (rehervidor).

**REBOILER (REHERVIDOR):** son intercambiadores de calor que proporcionan calor al fondo de una torre de destilación. Hierve el líquido del fondo de las torres para generar vapores que se devuelven a la torre para conducir el proceso de separación por destilación.

**TASA INTERNA DE RETORNO:** es la media geométrica de los rendimientos futuros esperados de una inversión y que implica el supuesto de una oportunidad para reinvertir.

**TORRE CONTACTORA:** es uno de los equipos principales de una planta que consta de una determinada cantidad de platos, donde se llevan a cabo los contactos entre sustancias, que dependiendo los requerimientos, se hace necesario remover de una corriente.

**VALOR PRESENTE NETO:** método de evaluación financiera de proyectos a largo plazo que consiste en traer a valor presente la totalidad de los flujos del proyecto.

## ANEXOS

- **DATOS INTRODUCIDOS EN EL SIMULADOR ASPEN HYSYS**

This *Input Summary* is generated by HYSYS

---

**FLUID PACKAGE:** Basis-1

*Property Package Type:* Uniquac

*Component List - 1:* / CO2 / Methane / Ethane / Propane / i-Butane / n-Butane / H2O / TEGlycol

---

**FLOWSHEET: Main****FLUID PACKAGE:** Basis-1**STREAM:** CO2 húmedo (*Material Stream*)

Temperature = 48.8888889 C

Pressure = 137.895182 kPa

Mass Flow = 14249.2969 kg/h

Composition Basis (In Mole Fractions): CO2 = 0.91279 / Methane = 0.00154 / Ethane = 3e-005 / Propane = 1e-005 / i-Butane = 1e-005 / n-Butane = 1e-005 / H2O = 0.08561 / TEGlycol = 0 /

**STREAM:** Glicol pobre a contactor (*Material Stream*)

Temperature = 48.8888889 C

Pressure = 137.895182 kPa

Mass Flow = 14778.8886 kg/h

Composition Basis (In Mass Fractions): CO2 = 6.49303613e-011 / Methane = 5.96065997e-016 / Ethane = 4.61477228e-016 / Propane = 2.85771707e-014 / i-Butane = 1.79648347e-011 / n-Butane = 2.76872356e-011 / H2O = 0.00763475546 / TEGlycol = 0.992365244 /

**UNIT OPERATION:** CONTACTOR (*Absorber*)

TwoLiquidCheck = 2 Liquid Check

ShowEffDiagFlag = True

Stage Pressure:

*StageNumber* = 1 / *StagePressureValue* = 124.105664 kPa

*StageNumber* = 16 / *StagePressureValue* = 137.895182 kPa

Specs Summary:

**UNIT OPERATION:** VLV-100 (*Valve*)

Feed Stream = Glicol rico a valv.

Product Stream = Glicol rico a int.

Pressure Drop = 13.7895182 kPa

ValveManufacturer = FISHER  
ValveManufacturerType = 0  
C1 = 33.4664011  
RigorousSizingMethod = True  
UseXtTable = False  
RigorousFlowCalc = True

**UNIT OPERATION: INTERCAMBIADOR** (*Heat Exchanger*)

TubeInletStream = Glicol rico a int.  
TubeOutletStream = Glicol rico a regenerador  
ShellInletStream = Glicol regenerado  
ShellOutletStream = Glicol a mezclador  
NoOfTubes = 160  
TubePasses = 1  
TubeOuterDiameter = 20 mm  
TubeInnerDiameter = 16 mm  
TubeThickness = EMPTY mm  
HCurveName = Glicol rico a int.-Glicol rico a regenerador  
HCurveName = Glicol regenerado-Glicol a mezclador  
ShellPressureDrop = 32.4 kPa

**UNIT OPERATION: REGENERADOR** (*Distillation*)

TwoLiquidCheck = 2 Liquid Check  
ShowEffDiagFlag = True  
Stage Pressure:  
*StageNumber* = 1 / *StagePressureValue* = 101.4 kPa

Specs Summary:

*SpecName*= Temperature / *IsActive*= True / *SpecValue*= 101.666667 C  
*SpecName*= Temperature - 2 / *IsActive*= True / *SpecValue*= 204.444444 C

**UNIT OPERATION: Bomba** (*Pump*)

Feed Stream = Glicol a bomba  
Product Stream = Glicol a rec  
Energy Stream = pump Q  
AdiabaticEfficiency = 75 %

**STREAM: Agua para compensación** (*Material Stream*)

Temperature = 145.7 C  
Pressure = 102.3 kPa  
Molar Flow = 0.2 kgmole/h  
Composition Basis (In Mole Fractions): CO2 = 0 / Methane = 0 / Ethane = 0 / Propane = 0 /  
i-Butane = 0 / n-Butane = 0 / H2O = 1 / TEGlycol = 0 /

**UNIT OPERATION: MEZCLADOR** (*Mixer*)

Feed Stream = Agua para compensación

Feed Stream = Glicol a mezclador

Product Stream = Glicol pobre

UseTrivialSolution = True

**UNIT OPERATION:** RCY-1 (*Recycle*)

Inlet Stream = Glicol a rec

Output Stream = Glicol pobre a contactor

**STREAM:** Glicol a bomba (*Material Stream*)

Temperature = 48.89 C

Pressure = 124.105664 kPa

**UNIT OPERATION:** COOLER (*Cooler*)

Feed Stream = Glicol pobre

Product Stream = Glicol a bomba

Energy Stream = cooler Q

**STREAM:** Glicol a rec (*Material Stream*)

Temperature = 48.8888889 C

Pressure = 137.895182 kPa

---

**FLWSHEET: COL1 (Owned By: CONTACTOR)**

**FLUID PACKAGE:** Basis-1

**UNIT OPERATION:** Main Tower (*Tower*)

NumberOfColumnStages = 16

WhtSpeced = 1

RateHoldup = 0.0883572188

StgNumber = 0

StgNumber = 1

StgNumber = 2

StgNumber = 3

StgNumber = 4

StgNumber = 5

StgNumber = 6

StgNumber = 7

StgNumber = 8

StgNumber = 9

StgNumber = 10

StgNumber = 11

StgNumber = 12

StgNumber = 13

StgNumber = 14

StgNumber = 15

HasTPSAROption = True

---

**FLWSHEET: COL2 (Owned By: REGENERADOR)**

**FLUID PACKAGE:** Basis-1

**UNIT OPERATION:** Main Tower (*Tower*)

NumberOfColumnStages = 1

WHtSpeced = 1

RateHoldup = 0.0883572947

StgNumber = 0

HasTPSAROption = True

**UNIT OPERATION:** Condenser (*Partial Condenser*)

Feed Stream = To Condenser @COL2

Feed Stream = Glicol rico a regenerador @COL2

Vapour Product = Vapor de agua @COL2

Energy Stream = cond Q @COL2

Volume = 2 m<sup>3</sup>

HeatExchanger = Duty

ViewVapourPhase = False

ViewLightLiqPhase = False

ViewHeavyLiqPhase = False

**UNIT OPERATION:** Reboiler (*Reboiler*)

Feed Stream = To Reboiler @COL2

Vapour Product = Boilup @COL2

Liquid Product = Glicol regenerado @COL2

Energy Stream = reb Q @COL2

Volume = 2 m<sup>3</sup>

HeatExchanger = Duty

ViewVapourPhase = False

ViewLightLiqPhase = False

ViewHeavyLiqPhase = False

**STREAM:** Glicol rico a regenerador (*Material Stream*)

Temperature = 105 C

Pressure = 103.4 kPa