

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
COORDINACIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
PROGRAMA DE ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE GAS



"EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE CO₂ SUPERCRÍTICO EN EL POZO RM 25, DEL CAMPO SANTA ROSA, PRODUCCIÓN GAS ANACO."

AUTOR: ING. PETRÓLEO, MARÍA DOMÍNGUEZ

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DE GAS.

BARCELONA, MAYO DE 2009.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
COORDINACIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
PROGRAMA DE ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE GAS



"EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE CO₂ SUPERCRÍTICO EN EL POZO RM 25, DEL CAMPO SANTA ROSA, PRODUCCIÓN GAS ANACO."

Ing. Petróleo, María G. Domínguez N.

Autor

Firma

Revisado y aprobado por:

Ing. Pablo Rodríguez M.Sc, Ph. D.

Tutor Académico

Firma

Ing. Javier Núñez, Especialista

Tutor Industrial

Firma

BARCELONA, MAYO DE 2009.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
COORDINACIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
PROGRAMA DE ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE GAS



"EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE CO₂ SUPERCRÍTICO EN EL POZO RM 25, DEL CAMPO SANTA ROSA, PRODUCCIÓN GAS ANACO."

Jurado:

Ing. Pablo Rodríguez M.Sc, Ph. D.
Tutor Académico

Ing. Javier Núñez, Especialista
Tutor Industrial

Jurado
Ing. Arturo Rodulfo, M.Sc.

Jurado
Ing. Jhonny Martínez, M.Sc, D.Sc.

BARCELONA, MAYO DE 2009.

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado:

“Los trabajos de grado son propiedad exclusiva de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento expreso del Consejo de Núcleo respectivo, quien le participará al Consejo Universitario.”

DEDICATORIA

A los profesores Luis Alfredo Núñez, Marcías Martínez, Pablo Rodríguez y Fernando Pino. Por brindarme sus apoyos y consejos durante mi desarrollo personal y profesional.

AGRADECIMIENTOS

A Dios todo poderoso, por guiarme en cada sendero recorrido. Tú siempre has estado ahí cuando las vicisitudes me han alcanzado. Gracias por ayudarme a alcanzar con éxito una de mis metas.

A la Universidad de Oriente, al equipo encargado de la Especialización de Ingeniería de Gas, a los profesores que participaron en el programa, en especial al Prof. Orlando F. Ayala, Anabelis Rodríguez y Carolina López.

A Petróleos de Venezuela, S.A., Empresa que ha apoyado gran parte de mi formación profesional, gracias por permitirme realizar la Especialización de Ingeniería de Gas.

A Iconsa, Empresa que ha apoyado el presente trabajo de grado, como también mi trabajo de pregrado y parte de mi formación profesional. Especialmente al Ing. Marcías Martínez MSc, de quien recibí gran apoyo técnico que permitió llevar a cabo en forma exitosa el desarrollo del presente trabajo de grado.

A mi asesor académico Ing. Pablo Rodríguez M.Sc, Ph.D. Profesor y amigo de quien recibí gran respaldo. De igual forma a mi coasesora metodológica, Ing. Daysi Rodríguez, MSc.

A mi asesor industrial Ing. Especialista. Javier Núñez. Tutor y amigo, por su orientación durante el desarrollo de mi carrera profesional y personal.

A Ing. Especialista. Lenín Duarte, por haberme aprobado la Especialización de Ingeniería de Gas.

A Ing. Marcelino Rodríguez, por haberme asignado la visualización del proyecto.

A Ing. Einstein Millán Arcia, M.Sc, por haberme asignado la revisión de la ingeniería conceptual del proyecto y prestarme apoyo técnico para llevar a cabo el desarrollo del proyecto.

A Ing. Fernando Pino, M.Sc, Ph.D., por la orientación durante el desarrollo de mi carrera profesional.

A los ingenieros químicos: Francelis Córcega, Rossana Mariño y Víctor Mendoza, por haberme brindado toda su colaboración en la visualización y revisión de la ingeniería conceptual del proyecto.

A personal de PDVSA que desde sus diferentes organizaciones de alguna forma han prestado su ayuda y colaboración. Especialmente: Jenny Gil, Jean Díaz, Marco Mata, Tomás Silva, Ernesto Vera, Berta Troconis, Ramón Morales, Rinoska González, Jorge Marcano, Jean Gómez, Zoraida Báez, Eduardo Millán, Milagros Zapata, Luis Rosas, Luis Gaspar, José Martínez, Carlos Mago.

A mis supervisoras (es), Belkis Figuera, Dora Contreras y Luis Venales, por apoyarme con la culminación y presentación del trabajo de grado.

A los miembros del jurados examinador, Ing. Arturo Rodolfo M.Sc, y Ing. Johnny Martínez M.Sc, D.Sc., por sus recomendaciones.

A mi grupo de estudio: Francelis Córcega, Simón Ascanio, Jowar Peña, José Huerta, Iliche Medina, Rosmar Suarez, Zaida Borjas, Fernando Cedeño, Jesús Aguilera, Alberto Madail, Juan Prato, Daniel Millán, Keila Ramos, Pedro Hilarraza, Carlos Mosqueda.

A mis amigas, Yillma Montaña, Mariela Pichardi, Mayuri Romero, Josefina Pineda y Nibia Gutiérrez, por apoyarme en los momentos más importante y difíciles de mi vida.

A mi familia, en especial a mis padres, esposo e hijos por su colaboración, paciencia y por todas las semanas y fines de semana que no compartir con ellos, por culminar esta meta.

A todas las personas que de una u otra forma contribuyeron conmigo al desarrollo de este trabajo.

Muchas gracias a todos...

RESUMEN

El comportamiento de la presión promedio en el yacimiento VEE3 RM-01, descendió de 3850 psig a 1800 psig. Debido a esto la Gerencia Proyecto Especiales realizó un estudio para evaluar el yacimiento con el objeto de incrementar el recobro y mantener la productividad de los pozos. A raíz de este estudio en el Portafolio de Oportunidades (PDO) del Distrito Gas Anaco, se espera generar una producción pico para el año 2013 cercano a 300 MMPCED y 10 MB/D de gas y petróleo respectivamente. La metodología utilizada contempla la revaporización del gas condensado “In Situ”, mediante inyección de gas supercrítico (CO₂). Por estas razones, este trabajo analiza varias opciones de diseño de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico, con el fin de compararlo con el estudio contratado por PDVSA. La metodología utilizada incluye evaluar primeramente el mecanismo de suministro de CO₂ a inyectar, motivo por el cual en este trabajo se analizaron cinco casos para el diseño del módulo de endulzamiento para la obtención del CO₂ requerido. En estos casos, se analizaron la tecnología a utilizar, el dimensionamiento de los equipos y los arreglos que cumplan con las normas y procedimiento nacionales e internacionales. De los casos analizados, el caso N°5 realizado en este trabajo muestra ventajas importantes con respecto a los resultados obtenidos en el diseño contratado por PDVSA y en consecuencia debería revisarse el trabajo contratado por PDVSA antes de seguir con las siguientes etapas de ingenierías.

ÍNDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN.....	ix
ÍNDICE GENERAL	x
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xviii
ÍNDICE DE TABLAS	xxi
INTRODUCCIÓN	xxiii
CAPÍTULO I.....	27
EL PROBLEMA	27
1.1.- Planteamiento del problema	27
1.2.- Objetivos	29
1.2.1.- Objetivo general	29
1.2.2.- Objetivos específicos.....	29
1.3.- Justificación De La Investigación	30
CAPÍTULO II	31
MARCO TEÓRICO.....	31
2.1.- Antecedentes Del Problema	31
2.2.- Bases Teóricas.....	32
2.2.1.- Aspectos Teóricos Relacionados con el Gas.....	32
2.2.1.1.- Gas natural.....	32
2.2.1.2.- Contaminantes del gas.....	32
2.2.1.3.- Uso del gas natural	33
2.2.1.4.- Composición del gas	34
2.2.1.5.- Tipos de gases	35
2.2.1.6.- Medición de gas	36

2.2.1.7.- Compresión	37
2.2.1.7.1.- Compresores reciprocantes	38
2.2.2.- Aspectos Teóricos Relacionados con las propiedades termodinámicas	39
2.2.2.1.- Gravedad específica (δ).....	39
2.2.2.2.- Presión (P).....	39
2.2.2.3.- Presión crítica (Pc)	40
2.2.2.4.- Temperatura (T)	41
2.2.2.5.- Temperatura crítica (Tc).....	42
2.2.2.6.- El factor de compresibilidad y los estados correspondientes..	43
2.2.2.7.- Ecuaciones de estados	45
2.2.2.8.- Análisis del comportamiento de fases	47
2.2.3.- Aspectos Teóricos Relacionados con YACIMIENTO.....	48
2.2.3.1.- Yacimientos de gas condensado.....	48
2.2.3.1.1.- Yacimiento VEE3 RM-01	50
2.2.3.2.- Diagrama presión-temperatura de mezclas de hidrocarburos .	51
2.2.3.3.- Comportamiento retrógrado de mezclas de hidrocarburos.....	52
2.2.3.4.- Condensación y vaporización.....	54
2.2.3.5.- Análisis PVT de yacimientos de gas condensado	55
2.2.3.6.- Tipos de separación.....	55
2.2.3.6.1.- Separación diferencial	56
2.2.3.6.2.- Separación instantánea	56
2.2.3.7.- Ecuaciones de estado.....	56
2.2.3.7.1.- Ecuación de estado de van der Waals	57
2.2.3.7.2.- Ecuación de estado de Redlich - Kwong.....	62
2.2.3.7.3.- Ecuación de estado de Soave - Redlich – Kwong.....	65
2.2.3.7.4.- Ecuación de estado de Peng y Robinson.....	69

2.2.3.7.5.- Ecuación de estado de Peng – Robinson modificada (tres parámetros).....	75
2.2.3.8.- Efecto de la condensación retrograda en los yacimientos de gas condensado	77
2.2.3.8.1.- En las zonas cercanas a los pozos	78
2.2.3.8.1.- Desarrollo del anillo de condensado	78
2.2.3.8.3.- Permeabilidades relativas en yacimientos de gas condensado.....	80
2.2.3.9.- Factores que influyen en el flujo de fluidos en yacimientos de gas condensado	83
2.2.3.9.1.- Fuerzas fundamentales	83
2.2.3.9.2.- Humectabilidad	85
2.2.3.9.3.- Presión capilar	85
2.2.3.9.4.- Tensión interfacial.....	86
2.2.3.9.5.- Fuerzas viscosas	86
2.2.3.9.6.- Fuerza inercial	87
2.2.3.9.7.- Despojamiento capilar.....	87
2.2.3.9.8.- Resistencia inercial.....	88
2.2.3.9.9.- Efecto combinado.....	89
2.2.3.9.10.- En todo el yacimiento.....	90
2.2.3.10.- Estimulación de los pozos de gas condensado dañados por condensación retrógrada.....	90
2.2.3.10.1.- Inyección de gas seco.....	90
2.2.3.10.2.- Inyección de alcoholes	90
2.2.3.10.3.- Fracturamiento hidráulico	91
2.2.3.10.4.- Incremento del número capilar.....	91
2.2.4.- Aspectos Teóricos Relacionados con El ENDULZAMIENTO EL GAS NATURAL.....	91
2.2.4.1.- Proceso de endulzamiento del gas natural.....	92

2.2.4.2.- Objetivos del endulzamiento de gas natural.....	93
2.2.4.3.- Requerimientos de los procesos de remoción de gases ácidos	94
2.2.4.4.- Importancia de la remoción de gases ácidos	94
2.2.4.4.1.- Procesos con absorción química	95
2.2.4.4.2.- Procesos con absorción física.....	95
2.2.4.4.3.- Procesos de conversión directa.....	95
2.2.4.4.4.- Procesos de lecho seco	96
2.2.4.4.5.- Procesos de solventes especiales.....	96
2.2.4.5.- Características de los procesos	97
2.2.4.5.1.- Procesos físicos	97
2.2.4.5.2.- Procesos químicos	98
2.2.4.5.3.- Combinación de los procesos físicos y químicos.....	99
2.2.4.6.- Procesos utilizados en el endulzamiento del gas natural.....	99
2.2.4.6.1.- Tipos de aminas que se utilizan en la absorción de gases ácidos	102
2.2.4.6.2.- Propiedades físico- químicas de las alcanolaminas: En la tabla 2.4 se presentan las principales propiedades de las aminas que más se utilizan en el proceso de endulzamiento del gas natura [25]:	113
2.2.4.7.- Etapas del proceso de endulzamiento.....	114
2.2.4.8.- Selección del proceso de endulzamiento.....	119
2.2.5.- Principales Equipos De Una Planta De Endulzamiento Que Trabaja Con Aminas.....	122
2.2.5.1.- Separador de entrada	123
2.2.5.2.- Absorbedor o contactor	123
2.2.5.3.- Tanque de venteo o flash tank.....	125
2.2.5.4.- Intercambiador de calor amina rica / amina pobre	125
2.2.5.5.- Regenerador	126
2.2.5.6.- Tanque de abastecimiento	127
2.2.5.7.- Bomba de la solución pobre	127

2.2.5.8.- Filtros	128
2.2.5.9.- Enfriador de la solución pobre	128
2.2.5.10.- Concentrador o recuperador de la amina.....	128
2.2.6.- Situaciones Operacionales.....	129
2.2.7.- Aspectos Teóricos Relacionados con IOs SIMULADORES DE PROCESO.....	131
2.2.7.1.- Simulador HYSYS	131
2.2.7.1.1.- Arquitectura básica de Hysys.....	132
2.2.7.2.- Simulador PIPEPHASE	134
2.2.8.- Estimación De Costo.....	135
2.2.9.- Definiciones Básicas	136
CAPÍTULO III.....	139
MARCO METODOLÓGICO.....	139
3.1.- Consideraciones De Importancia.....	139
3.2.- Tipo De Investigación	140
3.3.- Recursos	140
3.3.1.- Humanos.....	140
3.3.2.- Tecnológicos	141
3.4.- Procedimiento.....	141
3.4.1.- Revisión bibliográfica	141
3.4.2.- Entrevistas estructurada.....	142
3.4.3.- El cuestionario por correo	142
3.4.4.- La observación	143
3.4.5.- Metodología para el análisis de la información técnica	143
3.4.5.1.- Bases y premisas de diseño	143
3.4.5.2.- Capacidad del diseño.....	144
3.4.5.3.- Especificaciones del CO2 en el cabezal del pozo	144
3.4.5.4.- Duración de cada ciclo	145
3.4.5.5.- Seguridad.....	145

3.4.5.6.- Premisas generales	145
3.4.5.7.- Sistema de unidades de medida.....	146
3.5.- Enumeración Y Descripción De Las Opciones De Suministro De Co2	
.....	146
3.5.1.- Opción N° 1: Suministro de CO2 por proveedores	146
3.5.1.1.- Módulo de almacenamiento y gasificación.....	146
3.5.1.2.- Módulo de inyección.....	147
3.5.1.3.- Módulo de producción	147
3.5.2.- Opción N° 2: Extracción del CO2 de la corriente de gas del campo	
Santa Rosa.....	148
3.5.2.1.- Módulo de endulzamiento	148
3.5.2.2.- Módulo de inyección.....	148
3.5.2.3.- Módulo de producción	148
3.5.3.- Opción N° 3: Considerando el CO2 del gas de cola de proyecto en	
ejecución	149
3.5.3.1.- Módulo de inyección.....	149
3.5.3.2.- Módulo de producción	149
3.6.- Evaluación De Las Opciones De Suministro De Co2.....	149
3.6.1.- Suministro del CO2 por proveedores	149
3.6.1.1.- Ventaja	150
3.6.1.2.- Desventajas.....	151
3.6.2.- Extracción de CO2 del gas del campo Santa Rosa	151
3.6.2.1.- Ventajas.....	151
3.6.2.2.- Desventajas.....	152
3.6.3.- Suministro de CO2 por proyectos en ejecución.....	152
3.6.3.1.- Ventajas.....	152
3.6.3.2.- Desventajas.....	152
3.7.- Selección De La Opción De Suministro De Co2	153
3.7.1 Evaluación de opciones	153

3.7.1.1.- Criterios de selección	153
3.7.1.2.- Procedimiento para la evaluación	154
3.7.1.3.- Construcción de la matriz de evaluación.....	156
3.8.- Selección De La Ubicación Geográfica De La Planta Piloto De Inyección De Co2 Supercrítico	157
3.8.1.- Ubicación del sitio.....	157
3.9.- Selección De La Tecnología De Endulzamiento.....	162
3.9.1.- Alternativas de endulzamiento a evaluar	162
3.9.2.- Metodología de evaluación	162
3.10.- Diseño De La Infraestructura Requerida Por La Planta Piloto	167
3.10.1.- Condiciones climáticas del campo Santa Rosa	167
3.10.2.- Procesos.....	168
3.10.3.- Electricidad.....	173
3.10.4.- Criterios de diseño de tuberías de proceso.....	174
3.10.5.- Metodología para la evaluación hidráulica de las líneas de transferencias	175
3.11.- Cálculo de parámetros para el diseño del módulo de endulzamiento	176
3.12.- Consideraciones Para El Diseño.....	190
3.13.- Montaje de la simulación de la planta piloto de inyección cíclica de CO ₂ supercrítico, con el empleo del programa de simulación HYSYS de Aspentech.....	192
3.14.- Normas Y Especificaciones	209
3.15.- Elaborar Las Conclusiones Y Recomendaciones.....	209
3.16.- Redacción Del Trabajo Especial De Grado.....	209
CAPÍTULO IV	210
DISCUSIÓN DE RESULTADOS	210
4.1.- Discusión De Resultados.....	210
4.1.1.- Evaluación De Las Opciones De Suministro De CO ₂	210
4.1.1.1.- Opción seleccionada.....	212

4.1.2.- Diseño de la capacidad del módulo de endulzamiento	213
4.1.2.1.- Casos de diseño	213
4.1.2.2.- Enumeración de los casos	215
4.1.2.3.- Análisis y discusión de los resultados de los casos de diseño	216
4.1.2.4.- Resultados de los casos	224
4.1.2.4.1.- Análisis de los resultados	226
4.1.2.4.2.- Comparación del caso N°5 con el caso N°6.....	226
4.1.2.5.- Balance de masa y energía	229
4.1.3.- Descripción del proceso de endulzamiento simulado	229
4.1.3.1.- Unidad de compresión.....	232
4.1.3.2.- Unidad de calentamiento	237
4.1.3.3.- Módulo de producción	237
4.1.4.- Dimensionamiento de las líneas de transferencia.....	238
4.1.4.1.- Norma PDVSA L-TP 1.5	241
4.1.4.2.- Norma PDVSA 90616.1.024.....	242
4.1.4.3.- Procedimiento de cálculo	242
4.1.5.- Estimado de costo clase V	244
4.1.5.1.- Bases y premisas del estimado de costos	244
4.1.5.2.- Aspectos importantes	244
4.1.5.3.- Comparación de los estimados del caso N°5 con el caso N°6	250
CONCLUSIONES	251
RECOMENDACIONES	256
BIBLIOGRAFÍA	257

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág
Figura N° 2.1. Diagrama de fases de una mezclas de gas natural – gasolina natural	52
Figura N° 2.2. Diagrama de fases que relaciona la presión y la temperatura para un fluido de yacimiento	54
Figura N° 2.3. Ilustración de las regiones que se forman alrededor de un pozo de gas condensado cuando $P_{wf} < P_{roc}$	80
Figura N° 2.4. Curvas de permeabilidad relativa gas-petróleo y gas-condensado	81
Figura N° 2.5. Estructura de las aminas	102
Figura N° 2.6. Planta genérica de endulzamiento	122
Figura N° 3.1. Matriz de evaluación técnica de las opciones de suministro	151
Figura N° 3.2. Área corralito-A	159
Figura N° 3.3. Área corralito-B	159
Figura N° 3.4. Área corralito	160
Figura N° 3.5. Área pozo RM-25	161
Figura N° 3.6. Área separación y almacenamiento	161
Figura N° 3.7. Matriz de evaluación técnica de las alternativas de tecnología de endulzamiento	166
Figura N° 3.8. Relación de reflujo vs. P y T en la sección del tope del regenerador	177
Figura N° 3.9. Calculo del factor de compresibilidad	187
Figura N° 3.10. Software de simulación HYSYS Vs. 3.2	192
Figura N° 3.11 Selección de los componentes y método de predicción	194
Figura N° 3.12 Definición del paquete de propiedades para el Component	195

List -1

Figura N° 3.13 Definición del paquete de propiedades para el componente	196
List -2	
Figura N° 3.14. Simulation basis manager	196
Figura N° 3.15. Ambiente de simulación	197
Figura N° 3.16. Selección o creación de sistema de unidades	197
Figura N° 3.17. PFD para introducción de corrientes y equipos	198
Figura N° 3.18. Introducción de las condiciones y composición para cada corriente	199
Figura N° 3.19. Convergencia de las corrientes de alimentación y saturación	200
Figura N° 3.20. PFD a medida que avanzaba la construcción del proceso	201
Figura N° 3.21. Introducción de datos en el absorbedor	202
Figura N° 3.22. Introducción de eficiencia en los platos del absorbedor	203
Figura N° 3.23. PFD cuando se representa el regenerador	203
Figura N° 3.24. Introducción de datos en el regenerador	204
Figura N° 3.25 Eficiencia en los platos del regenerador	205
Figura N° 3.26. Introducción de mezclador, enfriador y la bomba	206
Figura N° 3.27 Introducción del set-2	206
Figura N° 3.28 Introducción del recicló	207
Figura N° 3.29 Esquema de procedo antes de lograr la convergencia	208
Figura N° 3.30 Proceso de endulzamiento	208
Figura N° 4.2 Flujo molar de los componentes del gas ácido (CO ₂ removido + vapor de agua + componentes del gas) natural u otros contaminantes	218
Figura N° 4.3 Flujo molar de los componentes de la solución de amina pobre	218
Figura N° 4.4 Flujo molar de los componentes de la solución de amina pobre	219
Figura N° 4.5 Flujo molar de los componentes de la solución de amina rica	220
Figura N° 4.6 Composición de la solución de amina-agua	221

Figura N° 4.7 Flujo volumétrico de la solución amina-agua y calor suministrado al rehervidor	222
Figura N° 4.8 Temperatura promedio en el rehervidor	223
Figura N° 4.9. Gráfica de compresores de la GPSA (Compressor Coverage Chart)	233
Figura N° 4.10. Diagrama de bloque de la planta	239

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág
Tabla N° 2.1 Tipos de compresores	37
Tabla N° 2.2 Rangos máximos de presiones de descarga de los	38
Tabla N° 2.3 Muestra los valores de Si para componentes puros	77
Tabla N° 2.4 Principales propiedades de las aminas	112
Tabla N° 2.5 Características y propiedades de las alcanolaminas	113
Tabla N° 3.1 Elevación y coordenadas geográficas (UTM)	158
Tabla N° 3.2 Bases y premisas de diseño	167
Tabla N° 3.3 Características del gas del área corralito Santa Rosa	169
Tabla N° 3.4 Composición del gas del área corralito Santa Rosa	170
Tabla N° 3.5 Características del gas del gasoducto la Ceiba - Santa Rosa II	171
Tabla N° 3.6 Composición gas del gasoducto la Ceiba - Santa Rosa II	171
Tabla N° 3.7 Caracterización de la mezcla de gas del corralito Sta. Rosa y La Ceiba (saturada)	172
Tabla N° 3.8 Composición de la mezcla de gas del corralito Sta. Rosa y La Ceiba (saturada)	172
Tabla N° 3.9 Caídas de presión recomendadas para gas y vapor	175
Tabla N° 3.10 Concentración de la solución y cantidad de gas ácido removido	176
Tabla N° 3.11 Parámetros utilizados para el diseño recomendados por la GPSA	177
Tabla 3.12 Estimación de la composición de la solución que entra al absorbedor	182
Tabla 3.13 Estimación de la composición de la solución que entra al regenerador	184
Tabla N° 4.1 Parámetros fijados para efecto de las simulaciones del proceso	216
Tabla N° 4.3 Parámetros de procesos recomendados por la GPSA	224

Tabla N° 4.4 Variables para la evaluación del proceso de endulzamiento	225
Tabla N° 4.5 Composición del gas ácido (CO ₂)	232
Tabla N° 4.6 Niveles de presión y temperatura por etapas de compresión	235
Tabla N° 4.7 Composición de la corriente para inyección	236
Tabla N° 4.8 Eficiencia por etapa de compresión	237
Tabla N° 4.9 Diámetro, cedula (schedule) y espesor de los distintos tramos de tubería	240
Tabla N° 4.10 Criterios evaluados	243
Tabla N° 4.11 Estimado de costos clase V del caso N°5	249

INTRODUCCIÓN

El crecimiento del consumo energético en la población y en el sector industrial relacionado con: la siderúrgica, el aluminio y la petroquímica están sustentada en gran parte en el consumo del gas natural. Esto se incrementa aun más cuando se planifica el uso del gas natural para la obtención del gas natural vehicular. Por otro lado, la tecnología apunta a la transformación física y química como la nueva forma de expandir el negocio del gas natural en el mercado interno y mercados internacionales. Por estas razones, el incremento en la producción del gas natural es uno de los grandes objetivos en nuestra industria petrolera y por este motivo este trabajo está orientado en esa dirección.

Actualmente, la totalidad de los hidrocarburos gaseosos en Venezuela provienen de la producción de gas asociado, lo cual establece que su suministro al mercado depende enteramente de los planes y programas de producción de crudo. Para subsanar esta situación de dependencia y aumentar la oferta de gas, se ha establecido una estrategia que contempla la exploración y producción de gas no asociado. El desarrollo gasífero del Distrito Gas Anaco (DGA) está focalizado en dos grandes áreas geográficas, conocidas como: Área Mayor de Anaco (AMA), y Área Mayor de Oficina (AMO), de las cuales se obtendrá la oferta disponible necesaria para satisfacer la demanda de gas en el mercado y para mantener la producción en el momento que los pozos hayan perdido su presión natural. Entre estas actividades se pueden mencionar: la inyección para sistemas de recuperación y para el levantamiento artificial por gas. Otra aplicación que tiene el gas natural es como materia prima para los procesos de las industrias petroquímicas y la fabricación de acero en la siderúrgica de Guayana.

El Portafolio de Oportunidades (PDO) 2006-2025 del Distrito Gas Anaco(DGA), estima una producción máxima para el año 2013 cercana a 8,495 Mmced (300 millones de pies cubico estándar día “MMpced”) y 1589,9 m3/día (10 Mbd) de gas y petróleo, respectivamente proveniente de procesos de revaporización del gas condensado “In Situ”, por inyección de gas supercrítico, como alternativa factible al deterioro progresivo en el nivel energético de los principales yacimientos del área.

De allí la necesidad de implantar una planta piloto de inyección cíclica de CO₂ que permita la revaporización de condensado de gas.

El trabajo está estructurado en cuatro capítulos: El primero se refiere al problema y su planteamiento, objetivo general, objetivos específicos y justificación de la investigación. El segundo concierne al marco teórico que contempla: antecedentes, bases teóricas y términos básicos. El tercero describe al marco metodológico, y abarca: tipos y nivel de la investigación, métodos y técnicas utilizadas para el análisis de los datos, recursos, procedimientos y evaluación de costo. El cuarto es la esencia de la tesis, cubre todo el proceso que se llevó a cabo desde el punto de vista de las aplicaciones en ingeniería. En este capítulo se analiza el diseño de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico y se explica como debe ser la operación óptima de esa planta piloto y se describen los parámetros de diseño.

Los casos estudiados para la descripción de este trabajo contemplan seis casos para el diseño del módulo de endulzamiento, que en una primera etapa fueron considerados factibles.

Caso N° 1

El absorbedor con siete platos teóricos.

El regenerador con seis platos teóricos.

Caso N° 2

El absorbedor con seis platos teóricos.

El regenerador con cinco platos teóricos.

Caso N° 3

El absorbedor con ocho platos teóricos.

El regenerador con siete platos teóricos.

Caso N° 4

El absorbedor con nueve platos teóricos.

El regenerador con ocho platos teóricos.

Caso N° 5

El absorbedor con diez platos teóricos.

El regenerador con nueve platos teóricos.

Caso N° 6

El absorbedor con veinte platos teóricos.

El regenerador con veintitrés platos teóricos.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1.- Planteamiento del problema

El Distrito Gas Anaco (DGA), conformado por: Área Mayor de Anaco (AMA), y Área Mayor de Oficina (AMO), contempla en el Portafolio de Oportunidades (PDO) 2006-2025, un volumen de 80,1 MMmced (2829,8 MMpced) para el año 2013 (ver Anexo A), de los cuales 8,5 MMmced (300 MMpced) de gas corresponden a producción proveniente de los procesos de recuperación mejorada.

Motivado a la variación del comportamiento de producción de algunos yacimientos, se han efectuado diversas investigaciones por el personal de los departamentos de Yacimientos, Estudios Integrados y Proyectos Especiales pertenecientes a la Gerencia de Producción Gas Anaco. La investigación más reciente culminó en el año 2005. En ellas se ha demostrado que en la explotación natural del Área Mayor de Anaco, es evidente un deterioro progresivo en el nivel energético de los principales yacimientos. Aunado a ello, y debido a la naturaleza del fluido atrapado en sitio, y por otro lado a las fuertes caídas de presión pozo-formación asociadas al régimen de producción se origina algunos mecanismos de generación de daño a la formación.

Considerando algunos resultados halagadores obtenidos en diversas partes del mundo con incremento en las cifras de recobro en exceso del 10% del hidrocarburo remanente en sitio (ver sección 2.1), se ha planteado la posibilidad de emprender un proceso de recuperación mejorada mediante la inyección cíclica de CO₂ mejorando procesos previos a través del pre-calentamiento del mismo.

Para la obtención de los 8,5 MMmced (300 MMpced) de gas, la Gerencia de Proyectos Especiales, ha solicitado evaluar la factibilidad técnico/económica de emprender un proyecto piloto asociado a la recuperación mejorada en el campo Santa Rosa, con mira a ampliar estos proyectos en los campos Santa Rosa y San Joaquín. El proyecto motivo de este trabajo consiste en la implantación de una planta piloto, para la inyección de una corriente de CO₂, durante ciclos de inyección. Al ser inyectado el CO₂ a altas temperaturas, se espera formular y favorecer un proceso supercrítico en donde se densifique la fase gaseosa y se favorezca por ende una mayor transferencia de masa desde el hidrocarburo líquido (condensado) al gas pobre favoreciendo la movilidad al gas.

El proceso consiste en la inyección de un volumen 84,95 – 113,267 Mmced (3 a 4 MMpced) de CO₂ caliente a 477,6 K (400 F) a alta presión 1,7 x10⁴ kPa (2.500 psig) mediante un pozo que originalmente es productor de hidrocarburo, luego se transforma en inyector de CO₂, seguido de un período de remojo o difusión en el cual el pozo se mantiene cerrado, posteriormente el pozo es activado como productor de hidrocarburo y este proceso se continúa de forma cíclica hasta cumplir con seis ciclos. Como resultado, se estaría favoreciendo la revaporización de líquidos condensados del gas por difusión y choque térmico con el CO₂ caliente en un proceso tipo no miscible.

La presente investigación estará dirigida a visualizar y conceptualizar la infraestructura requerida para la planta piloto, para llevar a cabo la inyección cíclica de CO₂ al pozo seleccionado, evaluándose las diferentes opciones (suministro por proveedores, remoción del CO₂ de la corriente de gas y considerando el CO₂ removido por el proyecto Etano) para la infraestructura requerida, con la finalidad de seleccionar la más viable técnicamente y desarrollar el estimado de costo clase V asociado a esta opción.

1.2.- Objetivos

1.2.1.- Objetivo general

Evaluar las alternativas para el diseño de una planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico en el pozo RM-25, del campo Santa Rosa, Producción Gas Anaco.

1.2.2.- Objetivos específicos

Evaluar el suministro de CO₂ para el diseño de la planta piloto de inyección de CO₂ supercrítico.

Estudiar las posibles opciones para el diseño de la planta piloto de inyección de CO₂ supercrítico.

Seleccionar la opción más deseable para el diseño de la planta piloto de inyección de CO₂ supercrítico a través de un análisis técnico-operacional.

Seleccionar la ubicación geográfica de la planta piloto de inyección de CO₂ supercrítico.

Establecer los principales parámetros de procesos de la planta piloto de inyección de CO₂, usando paquetes de simulación (HYSYS y PIPEPHASE).

Determinar la factibilidad económica del proyecto mediante la elaboración de un estimado de costo clase V.

1.3.- Justificación De La Investigación

El gas natural es la fuente energética que, por sus facilidades de utilización, se ha impuesto en el mercado interno e internacional. Se emplea en varios procesos como: inyección para incrementar la recuperación de crudo mediante el mantenimiento o aumento de la presión del subsuelo, obteniéndose líquido del gas natural (LGN) plantas criogénicas. El LGN se fracciona para obtener productos de suma importancia como el propano, isobutano, n-butano, pentano, la gasolina natural y residuales. El gas residual de las plantas criogénicas se utiliza para uso industrial, domestico y gas natural vehicular (GNV). El propano mezclado con butano forma el GLP, el cual es un combustible usado en aquellos sitios que no tienen acceso de gas directo. El isobutano, el pentano y la gasolina natural, son ampliamente utilizados en la obtención de gasolina para motores. Adicionalmente, el gas natural es materia prima para producir: plásticos, tela sintética, fertilizantes, glicoles, los sustitutos del tetraetilo de plomo en la gasolina de motor, entre muchos otros).

El requerimiento del gas natural, motiva al desarrollo de nueva infraestructura para garantizar el suministro de gas a los clientes. Es por ello que PDVSA Gas Anaco requiere instalar una planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico en el pozo RM-25, en el campo Santa Rosa. De obtenerse resultados satisfactorios, permitirán definir si se masifica o no el proyecto en los campos Santa Rosa y San Joaquín.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En esta parte se presentarán los conceptos y las investigaciones realizadas con la inyección cíclica de CO₂ supercrítico, junto con la terminología básica.

2.1.- Antecedentes Del Problema

Hasta los momentos, no existen precedentes registrados de procesos de inyección de CO₂ caliente en el mundo. Se han efectuado algunos ensayos de inyección de gas seco en yacimientos de condensado de gas de los campos Rapid River y Cold Spring con incrementos de producción de condensado variables del 25 al 200%. En el campo Ankleshwar (India; 1997) se ejecutó un proceso de inyección de gas natural enriquecido con etano a 20% registrando incrementos de producción del 10% después de inyectar cerca del 26% del volumen poroso de hidrocarburo.

Localmente, se han hecho varios intentos para evaluar la factibilidad de un proyecto de inyección cíclica de CO₂ en frío: 1982 por Exxon-Lagoven, en 1986 por Intevep-Meneven y en 1987 por Corpoven-Shell sin lograr emprender proyecto alguno y limitándose a la jerarquización de prospectos.

Más recientemente, en 2002, el Norwegian Petroleum Directorate (NPD) ha establecido un equipo de trabajo entre Statoil, Hydro, BP, Shell, PPCO, Agip y OLF para estudiar procesos de mejoramiento del recobro por inyección cíclica de CO₂ en yacimientos de crudo volátil y gas condensado agotados del mar del norte en los campos Gullfaksm Ekofisk y Brage.

2.2.- Bases Teóricas

2.2.1.- Aspectos Teóricos Relacionados con el Gas

Natural.

2.2.1.1.- Gas natural

Se denomina gas natural al formado por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, principalmente metano, cantidades menores de etano, propano, iso-butano, n-butano, pentanos y gasolina natural. Además puede contener porcentajes muy pequeños de compuestos más pesados.

En el gas natural, se encuentran impurezas y cantidades variables de otros gases no hidrocarburos, como dióxido de carbono (CO₂), sulfuro de hidrógeno (H₂S), nitrógeno (N₂), helio (He) y vapor de agua (H₂O), entre otros. El gas natural puede obtenerse, como tal, en yacimientos de gas libre o asociado de petróleo y de condensado. El metano constituye el principal componente del gas natural y tiene una gravedad específica menor con relación al aire [1].

2.2.1.2.- Contaminantes del gas

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos que comúnmente se emplea para propósitos energéticos y que, por lo general, se utiliza para fines domésticos e industriales.

Es conveniente aclarar que en su composición no aparecen únicamente los hidrocarburos, sino también las impurezas o contaminantes, como el agua, el dióxido de carbono (CO₂), el sulfuro de hidrógeno (H₂S), monóxido de carbono (CO),

sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS₂), mercaptanos (RSH), nitrógeno (N₂) y oxígeno (O₂). Generalmente, el COS, CS₂ y RSH están presentes en gases de refinería y no en el gas natural de yacimiento. Adicionalmente, el personal que trabaja en este tipo de operaciones debe vigilar la presencia de arena, que produce la erosión en los accesorios de tuberías. Las parafinas y los asfáltenos (procesos que pueden ocurrir en un gas asociado) se depositan y crean problemas de taponamiento. Cuando el agua está en forma líquida y en presencia de sulfuro de hidrógeno (H₂S), forma ácidos que corroen las instalaciones. El ingeniero encuentra su razón de ser en la solución de estos problemas.

La presión y la temperatura a la cual se debe conducir el gas indican la cantidad de líquido que se puede depositar en el sistema, y el espesor de la pared metálica de los equipos que configuran el diseño. Del conocimiento que se tenga de estas variables y del dominio en su utilidad dependerá el éxito [1].

2.2.1.3.- Uso del gas natural

El uso que más comúnmente se le da al gas natural está relacionado con su poder calorífico o la cantidad de energía que se puede extraer de un determinado caudal. En la generación de electricidad, el gas ha tenido efectividad y vigencia. No en todos los sitios hay la posibilidad de disponer de energía hidráulica.

No se debe olvidar que el gas natural sirve como materia prima para obtener productos petroquímicos lo cual ha sido uno de los retos del hombre durante el siglo XX (plásticos, tela sintética, fertilizantes, glicoles, los sustitutos del tetraetilo de plomo en la gasolina de motor, entre muchos otros).

Cada uno de los componentes tiene un uso específico, además de las referencias anteriormente presentadas, el metano y el etano se emplean actualmente como

sustitución de la gasolina (GNV); el propano, usado como un único componente o en combinación con el butano, conforma el GLP, que se expende en envases presurizados de diferentes tamaños, tantos para propósitos domésticos como para el automovilismo [2].

2.2.1.4.- Composición del gas

La composición real de un determinado gas se obtiene y aprecia por medio de análisis cualitativos y cuantitativos. Estos análisis enumeran los componentes presentes y el porcentaje de cada componente en la composición total.

Además de los hidrocarburos presentes, por análisis se detecta la presencia o no de otras sustancias que merecen atención debido a que pueden ocasionar trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento industrial del gas.

El componente principal del gas natural es el metano. Los otros hidrocarburos, unos en forma de gas y otros como líquido, son parte del gas en menores porcentajes. Sin embargo, por medio del porcentaje real que indique el análisis de muestras de gas de un yacimiento se podrá calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción y las posibilidades de comercialización.

Además, se notará también que el gas natural puede contener otros gases fuera de la serie parafínica de hidrocarburos. En muchos yacimientos gasíferos aparecen en el gas sulfuro de hidrógeno, derivados de carbono y en ciertos yacimientos pueden contener pequeñas cantidades de helio. Se han dado casos de algunos yacimientos de gas que no contienen casi nada de hidrocarburos pero sí más de 90 % de dióxido de carbono (CO₂) [2].

2.2.1.5.- Tipos de gases

Gas ácido. Es aquel que contiene como mínimo 4 ppm, v de sulfuro de hidrógeno y 3% V/V de dióxido de carbono [1].

Gas combustible seco. Es el gas natural cuando no contiene componentes pesados (C3+). En caso contrario, cuando en el gas hay componentes pesados en cantidades considerables se le llama gas rico [1].

Gas crudo. Es el que no ha sido sometido a ningún proceso de tratamiento o limpieza. Tal como viene del pozo. El que llega a una planta u otro tipo de instalación sin tratamiento previo [1].

Gas deshidratado. Desde el punto de vista técnico, se dice que el gas está deshidratado cuando tiene menos de siete libras de agua por cada millón de pies cúbicos, medidos en condiciones normales. No obstante, este criterio debe evaluarse con cuidado, dependiendo del uso que se le vaya a dar al gas [1].

Gas dulce. Es aquel que tiene menos de 4 ppm,v de sulfuro de hidrógeno y un contenido bajo de dióxido de carbono menor de 3% V/V. En él han sido separados los componentes ácidos (dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, etc.) [1].

Gas húmedo. Es aquel que tiene componentes licuables, de GPM alto, capaz de generar gasolina en cantidades comerciales[1].

Gas no asociado. Es el que, en las condiciones del yacimiento, no está asociado con el petróleo. Gas libre, que solamente produce un barril de petróleo para cada 100.000 pies cúbicos medidos en condiciones normales [1].

Gas procesado. Es aquel gas que ha sido sometido a procesamiento para eliminarle las impurezas y demás componentes indeseables [1].

Gas rico. Es aquel que contiene una buena cantidad de productos condensables. Usualmente, alimenta una planta de procesamiento para la extracción de productos condensables (C3+). A esa propiedad se le conoce como GPM (galones de líquido que se pueden extraer de cada mil pies cúbicos de gas natural, medidos a condiciones estándar). Una corriente de gas con un GPM = 3,0 se considera muy rentable a los propósitos de la inversión, dependiendo del caudal disponible para este propósito [1].

Gas seco. El GPSA acepta este término aplicado a un gas cuyo contenido de agua ha sido reducido mediante un proceso de deshidratación. Comúnmente, gas natural con un contenido muy bajo de componentes condensables. Que no tiene hidrocarburos licuables. A pesar de que es muy frecuente hablar del gas seco al referirse a aquel que no tiene agua, el concepto verdadero lo describe como un fluido sin componentes pesados de hidrocarburos que se puedan licuar [1].

2.2.1.6.- Medición de gas

El gas está íntimamente relacionado con la producción de petróleo por eso la medición de petróleo y gas producido juega un papel importante en la industria petrolera ya que esta información permite conocer las condiciones del yacimiento.

La medición del gas se realiza en diferentes puntos de la estación recolectora: en la salida del separador de prueba, en la salida del separador de producción y en las líneas de venteo.

La medición del gas es más complicada que la medición del líquido, ya que su volumen debe ser determinado durante su transporte a través de líneas de tuberías [1].

2.2.1.7.- Compresión

La compresión del gas se puede hacer por etapas. Generalmente se emplea una primera, segunda y tercera etapas de compresión que pueden satisfacer las presiones requeridas, al tomarse en consideración, la presión de entrada y la de salida, la relación de compresión, la temperatura de entrada y de salida, el peso molecular del gas, para determinar la potencia de compresión requerida.

De acuerdo al tipo y aplicación, los compresores se clasifican (ver tabla 2.1) de la manera siguiente:

Tabla 2.1 Tipos de compresores

Tipo de compresor	Rango de aplicación
Reciprocante	A casi todos los rangos de presión y caudales moderados.
Centrífugo	A presiones relativamente bajas o medianas y caudales altos.
Desplazamiento rotativo	A presiones bajas y caudales altos.
Axiales	A presiones relativamente bajas o medianas, caudales altos y diferenciales de presión bajas.

Los dos primeros tipos son los más utilizados en el transporte y manejo de gas natural. Los compresores de desplazamiento rotativo, y axiales tienen las siguientes aplicaciones: procesos de refrigeración convencional, plantas de refrigeración por el método de adsorción, plantas de licuefacción de gas y otras aplicaciones[3].

2.2.1.7.1.- Compresores reciprocantes

Características y clasificación

Los compresores reciprocantes son ampliamente utilizados en la industria petrolera venezolana, sobre todo en aquellos casos donde los caudales de alimentación pueden ser variables.

La compresión recíproca se realiza con una unidad motriz independiente, que le suministra la energía necesaria a los cilindros de compresión para realizar el trabajo de compresión del gas [3].

Tabla 2.2 Rangos máximos de presiones de descarga de los compresores

Tipo de compresor	Rango de presiones máximas	Máxima relación de compresión por etapa (Valor Aproximado)	Máxima relación de compresión (Valor aproximado)
Reciprocante	30.000-50.000	10	El requerido
Centrifugo	3.000-5.000	3	6
Desplazamiento rotatorio	130	4	4
Axial	3.000-5.000	1,5	5,65

2.2.2.- Aspectos Teóricos Relacionados con las propiedades termodinámicas

2.2.2.1.- Gravedad específica (δ)

Relación entre la masa de un determinado volumen de una sustancia con respecto a un volumen igual de otra tomada como estándar. A menos que se establezca lo contrario, se acepta el aire como estándar para los gases y el agua para los líquidos, con un volumen medido en condiciones normales de presión y temperatura, por ejemplo en el Sistema Británico son 288,7 K y $1,0 \times 10^5$ Pa[4].

Corrección de la gravedad específica por impurezas

$$\delta_c = \frac{\delta_{sc} - 0,9672YN_2 - 1,5195YCO_2 - 1,1765YH_2S}{1 - YN_2 - YCO_2 - YH_2S} \quad (2.1)$$

Donde:

δ_c = gravedad específica corregida.

δ_{sc} = gravedad específica del aire sin corregir.

YN_2 = fracción molar de nitrógeno.

YCO_2 = fracción molar de dióxido de carbono.

YH_2S = fracción molar del sulfuro de hidrógeno.

2.2.2.2.- Presión (P)

En sistemas estáticos, la presión es uniforme en todas direcciones alrededor de la cercanía de un volumen elemental de fluido. Sin embargo, la presión puede variar

en diversos puntos del sistema. La presión real en un punto determinado del sistema se llama presión absoluta, debido a que se mide en forma relativa a una presión absoluta de cero. Es necesario utilizar el adjetivo absoluta, debido a que la mayoría de los dispositivos de medición de presión experimental indican lo que se conoce como presión manométrica. Una presión manométrica es la diferencia entre la presión absoluta del fluido y la presión atmosférica. Entonces, generalizando [4].

$$P_{abs} = P_{atm} + P_{man} \quad (2.2)$$

2.2.2.3.- Presión crítica (Pc)

Es la presión necesaria para alcanzar el punto crítico. Es una condición en la cual no hay distinción entre líquido y gas, y la sustancia es descrita simplemente como un fluido [4].

Corrección gravedad específica

$$P'_c = 677 + 15,0\delta_c - 37,5\delta_c^2 \quad (2.3)$$

Donde:

P'_c = presión crítica corregida por la gravedad específica, (psia).

δ_c = gravedad específica corregida.

Corrección por Wichert- Aziz

$$Fsk = 120 \left[(Y_{CO_2} + Y_{H_2S})^{0,9} - (Y_{CO_2} + Y_{H_2S})^{1,6} \right] + 15 (Y_{H_2S}^{0,5} - Y_{H_2S}^4) \quad (2.4)$$

$$P_c'' = \frac{P_c(T_c - Fsk)}{T_c + YH_2S(1 - YH_2S)Fsk} \quad (2.5)$$

Donde:

P_c'' = presión crítica corregida, (psia).

Fsk = factor de corrección por presencia de CO₂ y H₂S.

P_c = presión crítica, (psia).

T_c = temperatura crítica, (°R).

YCO_2 = fracción molar de dióxido de carbono.

YH_2S = fracción molar del sulfuro de hidrógeno.

2.2.2.4.- Temperatura (T)

La temperatura de un cuerpo es una medida de su estado térmico considerado como su capacidad para transferir calor a otros cuerpos. Puede ser usada en cuatro medidas, dos basadas en una escala relativa (grados Celsius y Fahrenheit) y dos basadas en una escala absoluta (Kelvin y grados Ranking) [4].

2.2.2.5.- Temperatura crítica (Tc)

Corresponde al punto donde se encuentran las curvas correspondientes al lugar geométrico de los puntos de rocío con el lugar geométrico de los puntos de burbujeo, a la presión crítica del sistema. Es aquella por encima de la cual ya no es posible diferenciar las fases [4].

Corrección por gravedad específica

$$T_c' = 168,0 + 325\delta_c - 12,5\delta_c^2 \quad (2.6)$$

$$Fsk = 120 \times \left[(Y_{CO_2} + Y_{H_2S})^{0,9} - (Y_{CO_2} + Y_{H_2S})^{1,6} \right] + 15 \times (Y_{H_2S}^{0,5} - Y_{H_2S}^4) \quad (2.7)$$

$$T_c'' = T_c' - Fsk \quad (2.8)$$

Donde:

T_c' = temperatura crítica corregida por la gravedad específica, (°R).

T_c'' = temperatura crítica corregida por la gravedad específica y acidez, (°R).

Fsk = factor de corrección por presencia de CO₂ y H₂S, adimensional.

δ_c = gravedad específica corregida, adimensional.

Y_{CO_2} = fracción molar de dióxido de carbono, adimensional.

Y_{H_2S} = fracción molar del sulfuro de hidrógeno, adimensional.

2.2.2.6.- El factor de compresibilidad y los estados correspondientes.

El factor de compresibilidad representa la desviación de un gas con respecto a las leyes de un gas ideal, lo cual provoca que cuando se utiliza la ecuación general del estado gaseoso $PV = nRT$, se deba introducir el factor Z , lo que hace que la ecuación general para un gas real sea $PV = ZnRT$.

Donde:

P = presión, psia.

T = temperatura, (°R).

Z = factor de Compresibilidad.

n = N° de moles, lbmol.

V = volumen, pie³.

R = constante universal de los gases 10,732 psia pie³ /lbmol°R.

El factor de compresibilidad Z es un factor adimensional independiente de la cantidad del gas y está definido por la composición del gas, la temperatura y la presión del sistema. Sin embargo, los modelos utilizados para calcular Z para gases convencionales son diferentes que para gases clasificados como fluido densos.

La presión y temperatura reducidas son valores a los cuales se han encontrados que varias propiedades de elementos gaseosos son idénticas (Ley de estados correspondientes [2]):

$$P_r \equiv \frac{P}{P_c} \tag{2.9}$$

$$T_r \equiv \frac{T}{T_c} \tag{2.10}$$

Donde:

P = presión, psia.

P_r = presión reducida, psia.

P_c = presión crítica, psia.

T = temperatura, (°R).

T_r = temperatura reducida, (°R).

T_c = temperatura crítica, (°R).

2.2.2.7.- Ecuaciones de estados

Las ecuaciones de estado se usan para correlacionar datos PVT y calcular diferentes propiedades físicas y termodinámicas de sistemas de hidrocarburos en un amplio intervalo de valores de presión y temperatura. Con el auxilio de las computadoras, tales ecuaciones tienen un uso y una aplicación cada vez mayores como predecir P, V, n y T para los gases reales.

Las ecuaciones de estado se formulan recolectando datos experimentales y calculando los coeficientes de una ecuación propuesta mediante un ajuste estadístico.

Para que una ecuación de estado sea efectiva debe representar datos experimentales de las propiedades de PVT de un gas con una precisión razonable. Las ecuaciones de estado cúbicas, como Peng-Robinson, pueden tener una exactitud de 1 a 2% dentro de un intervalo amplio de condiciones para muchos compuestos. En algunos casos se hace necesario para el diseño la construcción de la envolvente presión y temperatura para una composición dada y en cuyo caso las ecuaciones de estado propuestas deben ser validadas con datos de campo o laboratorio. Por ejemplo, mediante análisis PVT. [2].

De las principales ecuaciones de estado se utilizará la ecuación de Peng-Robinson (PR):

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2.11)$$

Donde:

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2} \quad (2.12)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (2.13)$$

$$a = 0,45724 \left(\frac{R^2 T_c^2}{P_c} \right) \alpha \quad (2.14)$$

$$\sqrt{\alpha} = 1 + m \left(1 - \sqrt{T/T_c} \right) \quad (2.15)$$

$$m = 0,37464 + 1,54226W - 0,26992W^2 \quad (2.16)$$

$$b = 0,0778 \left(\frac{RT_c}{P_c} \right) \quad (2.17)$$

$$W = -0,1304 + 0,2934 \times \delta - 0,0708 \times \delta^2 \quad (2.18)$$

α, a, b, A, B, m = constantes empleadas en las ecuaciones de estado.

Z = factor de compresibilidad.

R = constante universal de los gases 10,732 psia pie³ /lb.mol°R.

P = presión, psia.

TC = temperatura crítica, (°R).

PC = presión crítica, psia.

W = factor acéntrico de Pitzer.

δ = gravedad específica.

2.2.2.8.- Análisis del comportamiento de fases

El estado de una mezcla de hidrocarburos a condiciones de superficie depende de la composición de la misma en el yacimiento. A su vez, la composición del fluido que permanece en el subsuelo, sufre cambios debido a los hidrocarburos producidos; además, la reducción de presión en el yacimiento, trae como consecuencia la variación en las proporciones de gas y líquido existentes en el mismo. El conocimiento de las propiedades físicas de tales mezclas de hidrocarburos, es indispensable para evaluar, en términos de volúmenes de líquido y gas, en condiciones normales, lo que produce una unidad de fluido del yacimiento.

El objetivo de cualquier diagrama de fases es predecir la composición de las fases, es decir, determinar las cantidades de las fases, de gas o vapor y de líquido,

donde se supone que existe el equilibrio termodinámico del sistema, a cualquier presión y temperatura.

El estudio del comportamiento de fases se divide en dos partes generales: cualitativo y cuantitativo.

En el primer caso, se analizan los diferentes diagramas de presión-temperatura, presión-volumen, etc. En el segundo caso, se utilizan fórmulas y métodos para calcular la composición y cantidades de las fases de un sistema, a una presión y temperaturas dadas [5].

2.2.3.- Aspectos Teóricos Relacionados con YACIMIENTO.

2.2.3.1.- Yacimientos de gas condensado.

Un yacimiento de gas condensado en su estado natural, es una mezcla de hidrocarburos en la cuál prevalece el metano ($C_1 > 60\%$) y un alto porcentaje de componentes pesados en comparación con yacimientos de gas seco y húmedo y, a las condiciones iniciales de presión y temperatura, esta última comprendida entre la temperatura crítica y cricondentérmica de la mezcla, se encuentra como una fase gaseosa o de punto de rocío; por consiguiente, la producción de condensado de gas es predominantemente gas, del cuál se condensa líquido en los separadores de superficie.

Este tipo de yacimiento prevalece a profundidades mayores a los 10.000 pies, presentando condensación retrógrada isotérmica en un rango de temperaturas de 200 - 400 °F y presiones de 3.000 - 8.000 psig, normales en yacimiento. En su camino hacia el tanque de almacenamiento el condensado sufre una fuerte reducción de presión y

temperatura y penetra rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con las siguientes características [6]:

Relación gas - condensado (RGC): mayor que 3.200 pies cubico normales por barriles normales (PCN/BN).

Gravedad API del condensado: 40 - 60°.

El contenido de metano del gas condensado es mayor o igual a 60 % y de la fracción pesada C7+ < 12,5 %.

Color del condensado: incoloro, amarillo - claro.

Entre más rico en componentes pesados (C5+) sea el gas condensado, menor RGC y la gravedad °API del condensado. Además, el color se torna más oscuro.

La producción en los yacimientos de gas condensado exhibe un comportamiento complejo durante su agotamiento, debido a la existencia de un sistema de flujo bifásico constituido por el gas y condensado líquido en las adyacencias al pozo, cuando la caída de presión en el yacimiento es tal que se entra en la zona de condensación retrógrada. El impacto económico de la acumulación del condensado retrógrado, origina tres problemas a saber: una reducción no-reversible de la productividad en el pozo, un gas mas ligero y por ende menos comerciable, y un bloqueo de condensado en las tuberías [7].

La productividad en estos yacimientos por encima de la presión de punto de rocío está controlada por la permeabilidad, el espesor del yacimiento y la viscosidad del gas. Por debajo del punto de rocío, la reducción del grado de productividad va a ser controlada por la saturación crítica de condensado y por la forma de las curvas de

permeabilidad relativa del gas y condensado [8]. Ver anexo B “artículo de revisión de los yacimientos de gas condensado”.

2.2.3.1.1.- Yacimiento VEE3 RM-01

El yacimiento esta conformado por una zona de petróleo liviano asociada a una capa de gas condensado. Fue descubierto en julio de 1942, por el pozo RM-1 (sin ser completado en el yacimiento), que probó gas condensado de 50,9 °API y 2.600 psig de presión de cabezal fluyente. Posteriormente, se probaron en la zona de petróleo el pozo AV-3 y RM-22 en 1958 y 1960 respectivamente. Las tasas individuales de producción de petróleo de los primeros pozos productores, completados en la zona de petróleo (entre Mayo de 1960 y Noviembre de 1961), estuvieron entre 540 BPD y 740 BPD, con un promedio cercano a los 660 BPD por pozo, de un crudo muy liviano con gravedad cercana a 40 °API. En cuanto a la relación gas petróleo inicial de producción de los pozos en la zona de petróleo, esta estuvo cerca de 1.641 PCN/BN, obtenido este valor como un promedio de las primeras pruebas de producción reportadas. Por otra parte, en la zona de gas condensado, se probaron inicialmente los pozos RM-1 y RM-8 (entre Abril de 1942 y Diciembre de 1962), se tiene como promedio de sus pruebas iniciales una tasa de condensado de 515 BPD de 50,7 °API, 7.340 PCN/BN de RGP y 2.550 psig de presión inicial fluyente de cabezal.

Los mecanismos de producción predominantes del yacimiento para los inicios de la explotación, fue expansión de los fluidos y la expansión de la capa inicial de gas condensado, pero el yacimiento es esencialmente volumétrico pues el efecto del acuífero asociado es limitado. Se observó el comportamiento de la presión promedio, la cual descendió desde su valor inicial de 3.850 psig hasta 3.590 psig para septiembre de 1963 con un acumulado de petróleo y gas de 2.2 MBN y 4.2 MMPCND respectivamente. Debido a esto se realizó en 1963 un estudio para someterlo a un proyecto de inyección de gas a fin de suplir la energía natural del

yacimiento. Con este proyecto de recuperación adicional se perseguía incrementar el recobro final y mantener la productividad de los pozos, deteniendo la caída de presión en el yacimiento que se produjo en su etapa inicial de producción [8].

2.2.3.2.- Diagrama presión-temperatura de mezclas de hidrocarburos

La mejor forma de observar los cambios de fase de las mezclas de hidrocarburos que se presentan naturalmente en yacimiento de petróleo y gas (o condensado) es a través de un diagrama presión-temperatura (P-T) como el que se muestra en la fig. 2.1.

En la fig. 2.1 se observa la envolvente de fases que resulta de unir las curvas de puntos de burbujeo (curva AC) y puntos de rocío (curva CB). En los puntos de burbujeo el sistema (mezcla de hidrocarburos) se encuentra en fase líquida en equilibrio con una cantidad infinitesimal (burbuja) de gas. En los puntos de rocío el sistema se encuentra en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal (gota) de líquido. Las curvas de burbujeo y rocío se unen en el punto crítico (P_c). A las condiciones del punto crítico las propiedades intensivas del gas y líquido son idénticas (iguales).

La envolvente de fases divide al diagrama en tres regiones, la del líquido que está situada fuera de la envolvente y a la izquierda de la temperatura crítica; la de gas que también está fuera de la envolvente pero a la derecha de la temperatura crítica y la de dos fases que se encuentra dentro de la envolvente y donde se hallan en equilibrio el gas y el líquido. En la región de dos fases se observan las líneas de isocalidad que son líneas que unen puntos de igual porcentaje volumétrico de líquido en la mezcla de líquido-gas. Así, las curvas de burbujeo y rocío son curvas de 100% y 0 % de líquido respectivamente.

Cada mezcla de hidrocarburos encontrada en un yacimiento tiene un diagrama de fases característico, el cual permanece constante, mientras se mantenga constante la proporción de componentes en la mezcla; sufriendo modificaciones cuando se altera esta proporción debido a la extracción preferencial de fluidos o a la inyección de alguno de ellos (gas natural, CO₂, N₂, etc.) [6].

2.2.3.3.- Comportamiento retrógrado de mezclas de hidrocarburos

Algunas mezclas de hidrocarburos existen naturalmente entre la temperatura crítica y la cricondentérmica, como se observa en la fig. 2.2. A la presión del punto B la mezcla se encuentra en fase gaseosa y al disminuir la presión isotérmicamente, se alcanza la presión en el punto de rocío (punto B1). Dentro del área limitada por la

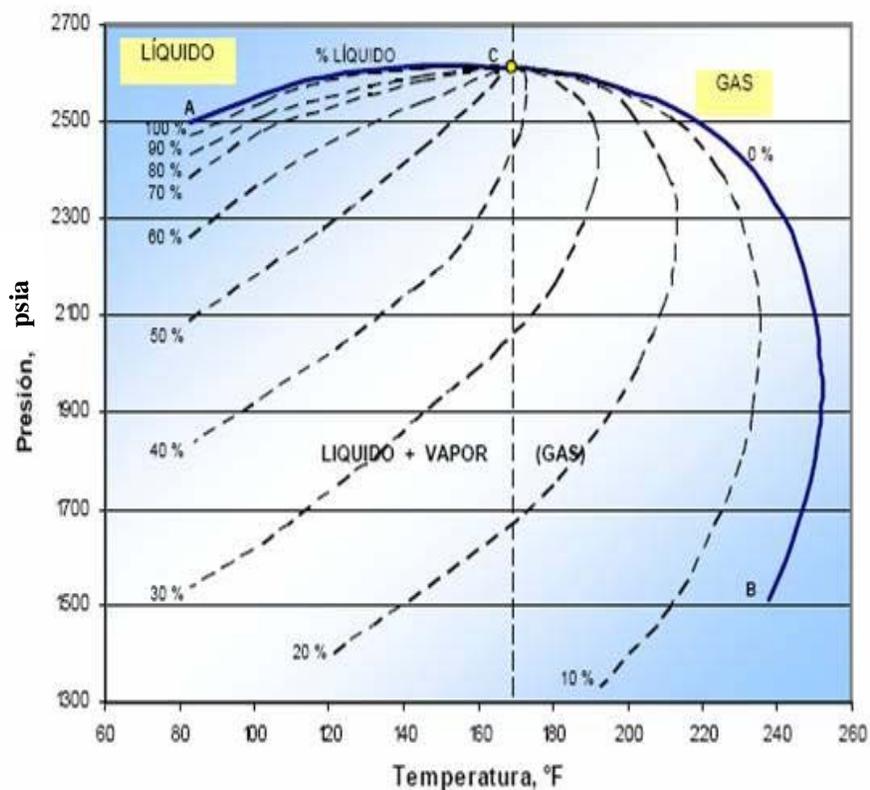


Figura 2.1 Diagrama de fases de una mezclas de gas natural – gasolina natural [8]

Línea punteada, la disminución de presión produce condensación de parte de la mezcla. A este fenómeno se le denomina condensación retrógrada isotérmica, para diferenciarlo de la condensación isotérmica normal que ocurre por aumento de presión. La zona de condensación retrógrada está delimitada por los puntos de máxima temperatura de las líneas de isocalidad. Por debajo de la zona retrógrada (B2 – B3), la disminución de presión produce vaporización del condensado retrógrado hasta que se alcanza nuevamente la curva de rocío. A temperaturas entre la crítica y la cricondentérmica se observan dos presiones de rocío: retrógrada y normal. A la presión de rocío retrógrada la cantidad infinitesimal de líquido se forma por un cambio de fases de gas a líquido y a la presión de rocío normal, por un cambio de fases de líquido a gas.

La condensación retrógrada es causada por las fuerzas que actúan sobre las moléculas de diferentes tamaños y dependen del balance de esas fuerzas. Cuando la presión disminuye por debajo de la presión de rocío, las fuerzas de atracción entre las moléculas livianas y pesadas disminuyen, debido a que las moléculas livianas se separan mucho de las pesadas. Cuando esto ocurre, la atracción entre las moléculas pesadas se hace más efectiva produciendo condensación. Mayor reducción de presión permite a las moléculas de componentes pesados su normal vaporización hasta alcanzar nuevamente el punto de rocío.

En resumen, la zona de condensación retrógrada está limitada en su parte superior por la curva de rocío entre el punto crítico y el cricondentérmico, en el inferior por la curva que une los puntos de máxima temperatura de las curvas de isocalidad. (fig. 2.2) [6].

2.2.3.4.- Condensación y vaporización.

Cuando en un yacimiento de gas condensado se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la curva de rocío, se entra en la región de dos fases ocurriendo condensación retrógrada de las fracciones pesadas e intermedias. Estas fracciones se depositan como líquido en los canales porosos más pequeños de la roca debido a su adherencia sobre el materia sólido; los hidrocarburos así depositados no logran fluir hacia los pozos ya que raramente se alcanza la saturación crítica de líquido (mínima saturación de líquido por encima del cuál el condensado comienza a ser móvil). Adicionalmente a este efecto, ya que lo que se deposita en los poros es la fracción más pesada, se pierde una parte de gran valor en la formación, lo que causa que el fluido que se extrae se empobrezca en tales fracciones.

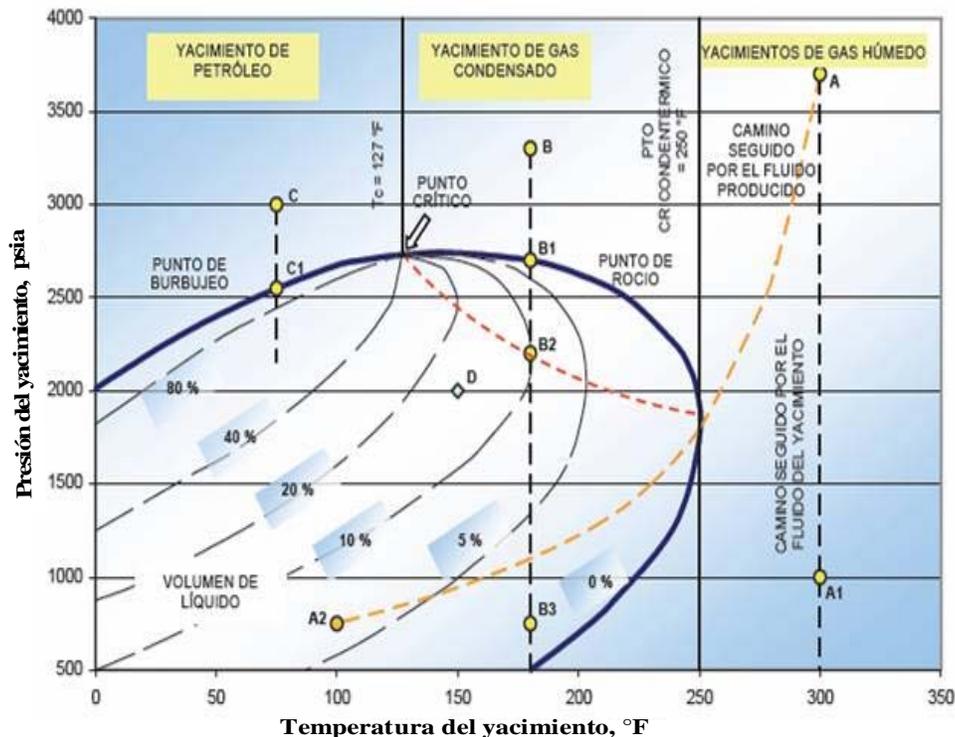


Figura 2.2 Diagrama de fases que relaciona la presión y la temperatura para un fluido de yacimiento [8].

Luego de alcanzar la condensación retrograda máxima, empieza a ocurrir revaporización del condensado al seguir disminuyendo la presión. Esta revaporización produce una reducción de la RGC (Relación Gas - Condensado) e incremento en la gravedad específica del gas condensado producido. Pero el condensado retrógrado no se vaporiza totalmente aunque se tengan bajas presiones de agotamiento. Esto se debe a que sólo se alcanza la presión de rocío normal a presiones por debajo de la atmosférica (al vacío) [6].

2.2.3.5.- Análisis PVT de yacimientos de gas condensado

Se denomina análisis o estudio PVT al conjunto de pruebas de laboratorio que se le hacen a una muestra representativa del yacimiento. Estas pruebas consisten en simular en el laboratorio el agotamiento de presión (depleción) de un yacimiento volumétrico e isotérmico. De esta manera se puede determinar las propiedades termodinámicas del fluido del yacimiento, permitiendo la selección del método más apropiado de producción y la predicción de su comportamiento a través de su vida productiva [9].

2.2.3.6.- Tipos de separación

Las pruebas de laboratorio usadas para obtener el comportamiento PVT deben simular los tipos de separación gas - líquido que ocurren durante la producción de gas condensado desde el yacimiento a los separadores. Por consiguiente, dos tipos de separación se pueden presentar: separación diferencial y separación instantánea.

2.2.3.6.1.- Separación diferencial

La separación diferencial es definida, como un proceso en el cuál la composición total del sistema varía durante el agotamiento de presión. En este caso el gas separado es removido parcial o totalmente del contacto con el condensado retrógrado isovolumetricamente. Manteniendo la posición del pistón constante se retira gas hasta alcanzar una P_2 ($P_2 < P_1$). Al caer por debajo de la presión de rocío, ocurre condensación retrógrada, el líquido formado se acumula debajo del gas. La presión se sigue disminuyendo a volumen constante (gas + líquido) hasta alcanzar la presión de abandono [9].

2.2.3.6.2.- Separación instantánea

En la separación instantánea todo el gas permanece en contacto con el líquido, lo que significa que la composición total del sistema permanece constante durante el agotamiento de presión. La disminución de presión durante el proceso se obtiene retirando el pistón de la celda. A través de este procedimiento es posible obtener mayor cantidad de líquido condensado, esto se debe a que en este caso permanece una mayor cantidad de gas en el sistema del cuál se condensa más componentes pesados al disminuir la presión [6].

2.2.3.7.- Ecuaciones de estado

Las ecuaciones de estado (EDE) son expresiones matemáticas que relacionan la presión con temperatura y volumen de un componente puro. Estas ecuaciones, constituyen en método sencillo, confiable y preciso, para predecir las propiedades de

los fluidos y comportamiento de fases que tienen lugar en el yacimiento en un amplio rango de presión y temperatura y se basan en ecuaciones de estado cúbicas debido a que son computacionalmente más eficientes. El conocimiento de las propiedades de los fluidos y del comportamiento de fases son necesarios para calcular el gas condensado original en sitio (Goes), el recobro de fluidos por agotamiento natural y mantenimiento de presión por inyección de gas, las caídas de presión en las tuberías horizontales y verticales y las condiciones óptimas de separación condensado-gas [10].

2.2.3.7.1.- Ecuación de estado de van der Waals

Van der Waals (1873) desarrolló una ecuación de estado empírica para los gases reales, tomando en consideración tanto las fuerzas atractivas existentes entre las moléculas como el volumen que ocupan las mismas. La ecuación de van der Waals puede escribirse de la siguiente manera:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2} \quad (2.19)$$

Donde:

P = presión del sistema, (psia).

T = temperatura del sistema, (°R).

R = constante de los gases reales, 10.73 psia pie³/lbmol °R.

a, b = constantes para un determinado gas.

La constante b representa el espacio ocupado por las moléculas, por lo tanto el término $(v-b)$ es el espacio neto disponible para el movimiento molecular. El término a/v^2 , corresponde a la presión interna y es una corrección que se aplica a la presión debido a la atracción/repulsión que existe entre las moléculas. La constante a mide la fuerza de atracción/repulsión intermolecular entre las moléculas, separadas a una determinada distancia.

La Ec. 2.19 presenta las siguientes características:

A bajas presiones y grandes volúmenes, el parámetro b es despreciable en comparación con el volumen v y la fuerza de atracción a/v^2 es insignificante, la ecuación de van der Waals se reduce a la ecuación de estado para gases ideales:

$$p = \frac{RT}{v} \quad (2.20)$$

A elevadas presiones el volumen v se hace tan pequeño que se aproxima al valor de b , que representa el volumen actual.

La ecuación de van der Waals o cualquier ecuación de estado puede ser expresada de manera generalizada en forma algebraica de la siguiente forma:

$$p = p_r + p_a \quad (2.21)$$

Donde:

$$p_r = \frac{RT}{v-b} \quad (2.22)$$

$$p_a = \frac{a}{v^2} \quad (2.23)$$

p_r = presión de repulsión, psia.

p_a = presión de atracción, psia.

En la determinación de los valores de las dos constantes a y b para cualquier sustancia, van der Waals observó que en la isoterma al punto crítico se presenta un punto de inflexión en las siguientes condiciones:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_{T_c} = 0 \quad (2.24)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2} \right)_{T_c} = 0 \quad (2.25)$$

Diferenciando la Ec. (2.19) con respecto al volumen en el punto crítico y resolviendo simultáneamente las ecuaciones resultantes, los parámetros a y b pueden ser definidos en el punto crítico como:

$$a = 0,889 R T_c V_c \quad (2.26)$$

$$b = 0,333 v_c \quad (2.27)$$

Nótese que la Ec. (2.27) sugiere que el volumen de las moléculas b es aproximadamente 0,333 del volumen crítico de una sustancia. Estudios experimentales revelan que el parámetro b está en un rango de 0,24 – 0,26 del volumen crítico.

Por aplicación en la Ec. (2.19) del punto crítico (T_c, p_c, v_c) en combinación con las Ecs. (2.26) y (2.27), se obtiene:

$$P_c v_c = 0,375 R T_c \quad (2.28)$$

La expresión anterior Ec. (2.28), demuestra que la ecuación de estado de van der Waals reproduce un factor de compresibilidad crítico del gas universal Z_c de 0,375 para todas las sustancias.

La Ec. (2.28) puede ser combinada con las Ecs. (2.26) y (2.27) para dar como resultado las siguientes expresiones:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c} \quad (2.29)$$

$$b = \Omega_b \frac{R T_c}{p_c} \quad (2.30)$$

Donde:

R = constante de los gases reales, 10,73 psia pie³/lbmol °R.

P_c = presión crítica, (psia).

T_c = temperatura crítica, (°R).

$$\Omega_a = 0,421875$$

$$\Omega_b = 0,125$$

Reemplazando el volumen molar (v) en la Ec. 2.19 con $\frac{ZRT}{P}$ y las Ecs. (2.29) y (2.30), se obtiene:

$$Z^3 - (1 + B)Z^2 + AZ - AB = 0 \quad (2.31)$$

Donde:

$$A = \frac{a p}{R^2 T^2} \quad (2.32)$$

$$B = \frac{b p}{RT} \quad (2.33)$$

Z = factor de compresibilidad

P = presión del sistema, (psia).

T = temperatura del sistema, (°R).

La Ec. (2.31) presenta una raíz real en la región de una fase y tres raíces reales en la región de dos fases (donde la presión del sistema es igual a la presión de vapor de la sustancia). En el último caso, el mayor valor de Z corresponde a la fase de vapor Z^V y el menor valor positivo corresponde a la fase líquida Z^L [11].

2.2.3.7.2.- Ecuación de estado de Redlich - Kwong

Redlich y Kwong (1948) demostraron que con un simple ajuste al término de la presión de atracción de la ecuación de van der Waals, podían mejorar considerablemente la predicción de las propiedades físicas y volumétricas de la fase de vapor. Ellos reemplazaron el término de presión de atracción por un término generalizado dependiente de la temperatura; dicha ecuación se presentó de la siguiente forma:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)T^{0.5}} \quad (2.34)$$

Donde, T se expresa en (°R).

Durante el desarrollo de la ecuación, Redlich y Kwong notaron como las presiones tendían a valores muy grandes ($P \rightarrow \infty$), y el volumen molar de las sustancias se contraía en un 26 % del volumen crítico, sin tener en cuenta la temperatura del sistema. Por consiguiente ellos desarrollaron una ecuación para satisfacer la siguiente condición:

$$b = 0,26 v_c \quad (2.35)$$

Donde:

b = volumen ocupado entre las moléculas, pie³.

v_c = volumen crítico de la sustancia, pie³.

Sustituyendo las condiciones del punto crítico en la Ec. (2.34), se tiene:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c} \quad (2.36)$$

$$b = \Omega_b \frac{R T_c}{P_c} \quad (2.37)$$

Donde:

$$\Omega_a = 0,42747$$

$$\Omega_b = 0,08664$$

Igualando las Ecs. (2.35) y (2.37) resulta:

$$P_c v_c = 0,333 R T_c \quad (2.38)$$

La expresión anterior demuestra que la ecuación de estado de Redlich – Kwong reproduce un factor de compresibilidad crítico del gas universal Z_c de 0,333 para

todas las sustancias. El rango para el factor de compresibilidad crítico del gas es de 0,23 hasta 0,31 para la mayoría de las sustancias.

Reemplazando el volumen molar (v) en la Ec. (2.34) con $\frac{ZRT}{P}$:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (2.39)$$

Donde:

$$A = \frac{a p}{R^2 T^{2.5}} \quad (2.40)$$

$$B = \frac{b p}{RT} \quad (2.41)$$

Como en el caso de la ecuación de van der Waals, la Ec. (2.39) asigna un valor real en la zona de una fase y tres raíces reales en la zona de dos fases. En el último caso el mayor valor positivo corresponde a la fase de gas, mientras que el menor valor positivo corresponde a la fase líquida [11].

Redlich y Kwong extendieron la aplicación de estas ecuaciones para mezclas de hidrocarburos empleando las siguientes reglas:

$$a_m = \left[\sum_{i=1}^n x_i a_i^{0,5} \right]^2 \quad (2.42)$$

$$b_m = \sum_{i=1}^n [x_i b_i] \quad (2.43)$$

Donde:

n = número de componentes de la mezcla

a_i = parámetro a de Redlich y Kwong para un componente i

b_i = parámetro b de Redlich y Kwong para un componente i

a_m = parámetro a de la mezcla

b_m = parámetro b de la mezcla

x_i = fracción molar del componente i en la fase líquida

Para calcular a_m y b_m para una mezcla de hidrocarburos gaseosos de composición y_i , se debe utilizar las Ecs. (2.42) y (2.43) reemplazando x_i por y_i .

2.2.3.7.3.- Ecuación de estado de Soave - Redlich – Kwong

En 1972, Soave publicó una modificación hecha a la ecuación cúbica de estado de Redlich – Kwong. En la presión de atracción reemplazó el término a/T_0 , 5 por un término más general dependiente de la temperatura denominado $a\alpha$, resultando:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a\alpha}{v(v+b)} \quad (2.44)$$

Donde α es un factor adimensional. Para $T = T_c$, α es uno (1), y para temperaturas diferentes a la crítica:

$$\alpha = \left(1 + m(1 - T_r^{0,5})\right)^2 \quad (2.45)$$

El parámetro m depende del factor acéntrico; está definido de la siguiente forma:

$$m = 0,480 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \quad (2.46)$$

Donde:

T_r : Temperatura reducida, $\frac{T}{T_c}$ (°R).

ω : Factor acéntrico de la sustancia

Para cualquier componente puro, las constantes a y b en la Ec. (2.44) son determinadas, al igual que en el caso de van der Waals, derivando con respecto al punto crítico, de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial T}\right)_{T_c} = 0 \quad (2.47)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2}\right)_{T_c} = 0 \quad (2.48)$$

Resultando:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T^2}{P_c} \quad (2.49)$$

$$b = \Omega_b \frac{R T_c}{P_c} \quad (2.50)$$

Donde:

$$\Omega_a = 0,42747$$

$$\Omega_b = 0,08664$$

Edmister & Lee (1984) demostraron que los parámetros a y b pueden ser determinados para la isoterma crítica por el siguiente método:

$$(v - v_c)^3 = v^3 - 3v_c v^2 + 3v_c^2 v - v_c^3 = 0 \quad (2.51)$$

Donde la Ec. (2.44) puede ser reescrita de la siguiente manera:

$$v^3 - \left[\frac{RT}{p}\right]v^2 + \left[\frac{a\alpha}{p} - \frac{bRT}{p} - b^2\right]v - \left[\frac{a\alpha b}{p}\right] = 0 \quad (2.52)$$

En el punto crítico las Ecs. (2.37) y (2.38) son idénticas y el término α es igual a 1.

$$3v_c = \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.53)$$

$$3v_c^2 = \frac{a}{P_c} - \frac{bRT_c}{P_c} - b^2 \quad (2.54)$$

$$v_c^3 = \frac{ab}{P_c} \quad (2.55)$$

La Ec. (2.53) indica que la ecuación de estado de Soave – Redlich – Kwong reproduce un factor de compresibilidad crítico del gas universal Z_c de 0.333 para todas las sustancias, al igual que la ecuación de Redlich – Kwong. Combinado las Ecs. (2.50) y (2.51) resulta:

$$b = 0,26 v_c \quad (2.56)$$

Introduciendo el factor de compresibilidad Z en la Ec. (2.52) y reemplazando el volumen molar (v) por $\frac{ZRT}{P}$, se tiene:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (2.57)$$

Donde:

$$A = \frac{(a\alpha)p}{(RT)^2} \quad (2.58)$$

$$B = \frac{b p}{RT} \quad (2.59)$$

P = presión del sistema, (psia).

T = temperatura del sistema, (°R).

R = constante de los gases reales, 10,73 psia pie³/lbmol °R.

Para aplicar la Ec. (2.57) a mezclas de hidrocarburos, Soave adoptó la siguiente regla para determinar los valores de a y b :

$$(a\alpha)_m = \sum_i \sum_j \left[x_i x_j \left(a_i a_j \alpha_i \alpha_j \right)^{0,5} \left(\delta_{ij} - 1 \right) \right] \quad (2.60)$$

$$b_m = \sum_i [x_i b_i] \quad (2.61)$$

El parámetro δ_{ij} es un factor de corrección que se determina empíricamente llamado factor de interacción binaria. Caracteriza la interacción binaria entre un componente i y j de una mezcla de hidrocarburos [10].

2.2.3.7.4.- Ecuación de estado de Peng y Robinson

La ecuación de estado de Peng y Robinson (EDE – PR) es comúnmente considerada como la mejor ecuación de estado cúbica de dos parámetros propuesta hasta ahora. Como las ecuaciones de estado de Redlich – Kwong (RK), Soave - Redlich – Kwong (SRK) y otras de dos parámetros, la ecuación de PR es una modificación de la ecuación de estado de van der Waals publicada en 1873. Una de las limitaciones de las ecuaciones de RK y SRK es la falla en generar satisfactoriamente densidades de hidrocarburos líquidos. Los volúmenes específicos calculados con la ecuación de SRK son mayores (hasta 27% cerca del punto crítico) que valores experimentales reportados en la literatura. Modificando el término de la presión de atracción de la ecuación semiempírica de van der Waals, Peng y Robinson obtuvieron una nueva ecuación de estado simple y precisa. Esta ecuación permite calcular mejores densidades de líquido, presiones de vapor y constantes de equilibrio para hidrocarburos, que las ecuaciones de RK y SRK.

Una de las mayores ventajas de esta ecuación es que puede aplicarse tanto a la fase gaseosa como a la fase líquida dentro de un amplio rango de presiones y temperaturas.

Las ecuaciones de estado semiempíricas generalmente expresan la presión (p) como una suma de dos presiones, una presión de repulsión (p_r) y una de atracción (p_a) en la forma siguiente:

$$p = p_r + p_a$$

(2.62)

p_r es calculada por medio de una ecuación similar a la de Van der Waals,

$$p_r = \frac{RT}{v-b} \quad (2.63)$$

y p_a por una ecuación nueva que representa la modificación hecha por Peng y Robinson a la ecuación original de van der Waals,

$$p_a = -\frac{a(T)}{v(v+b) + b(v-b)} \quad (2.64)$$

Donde:

v = volumen molar, pie³.

$a(T)$ = parámetro que tiene en cuenta las fuerzas de atracción intermolecular.

b = constante relacionada con el tamaño de las moléculas.

R = constante de los gases reales, 10.73 psia pie³/lbmol °R.

Reemplazando las Ecs. (2.63) y (2.64) en la Ec. (2.62), la ecuación de PR toma la siguiente forma:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b) + b(v-b)} \quad (2.65)$$

Aplicando la Ec. (2.65) en el punto crítico, donde la isoterma crítica presenta un punto de inflexión y en el cuál se cumple,

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_{T_c, p_c, v_c} = 0 \quad (2.66)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2}\right)_{T_c, p_c, v_c} = 0 \quad (2.67)$$

se obtienen las siguientes expresiones para $a(T_c)$, b y Z_c ,

$$a(T_c) = 0,45724 \frac{R^2 T_c}{p_c} \quad (2.68)$$

$$b = 0,07780 \frac{R T_c}{p_c} \quad (2.69)$$

$$Z_c = 0,307 \quad (2.70)$$

Se puede observar, que la ecuación de PR, como todas las ecuaciones de estado cúbicas de dos parámetros, arroja un valor constante de $Z_c = 0,307$ (factor de compresibilidad crítico) para todos los hidrocarburos. Esta es una limitación ya que todos los hidrocarburos parafínicos presentan $Z_c < 0,3$ y diferentes entre sí. Sin embargo, las otras ecuaciones de estado (RK, SRK, etc.) arrojan valores de Z_c mayores que la de PR. Para temperaturas diferentes a la crítica, la Ec. (2.64) fue modificada por Peng Robinson en la forma siguiente:

$$a(T) = a(T_c)\alpha(T_r, \omega) \quad (2.71)$$

La Ec. (2.71) depende de la temperatura reducida y del factor acéntrico de Pitzer, ω . Este factor se puede obtener de tablas o de la ecuación de Edmister,

$$\omega = \frac{3}{7} \left(\frac{\log(p_c/14,7)}{T_c/T_B - 1} \right) - 1 \quad (2.72)$$

Donde:

P_c = presión crítica, (psia)

T_c = temperatura crítica, (°R).

T_B = temperatura normal de ebullición, (°R).

Para todas las sustancias (hidrocarburos, N₂, CO₂ y H₂S) examinados por Peng y Robinson, la relación α y T_r puede ser linealizada a través de la siguiente ecuación:

$$\alpha^{1/2} = 1 + k(1 - T_r^{1/2}) \quad (2.73)$$

$$k = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad (2.74)$$

La Ec. (2.65) puede ser escrita en forma polinomial,

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 - (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2.75)$$

Donde:

$$A = \frac{a p}{(RT)^2} \quad (2.76)$$

$$B = \frac{b p}{RT} \quad (2.77)$$

$$Z = \frac{p v}{RT} \quad (2.78)$$

La Ec. (2.75) tiene por solución una o tres raíces reales. Cuando aplica a dos fases la raíz mayor corresponde al factor de compresibilidad del gas y la raíz menor corresponde al factor de compresibilidad del líquido.

Las ecuaciones anteriores se pueden utilizar para determinar las propiedades intensivas (v, ρ, Z, etc) de hidrocarburos parafínicos.

Para una mezcla de hidrocarburos, Peng y Robinson proponen usar la siguiente regla de mezclas presentada por Zudkevitch y Joffe:

$$a(T) = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j (1 - \delta_{ij}) (a_i(T) a_j(T))^{0.5} \quad (2.79)$$

$$b = \sum_{i=1}^n x_i b_i \quad (2.80)$$

Donde:

n = número de componentes

x_i ó x_j = fracción molar del componente i ó j

δ_{ij} = coeficiente de interacción binaria

a_i ó a_j = constante a del componente i ó j

b_i = constante b del componente i

$\partial_{ij} = 0$ para $i = j$ y $\partial_{ij} = \partial_{ji}$

Para una mezcla gaseosa o líquida se reemplazan los valores de “a” y “b” en la Ec. (2.65), de la cual se puede determinar las propiedades intensivas de la mezcla gaseosa o líquida [6].

2.2.3.7.5.- Ecuación de estado de Peng – Robinson modificada (tres parámetros)

Martín en 1979 introdujo el nuevo concepto de traslación (o desplazamiento) en las ecuaciones de estado para mejorar su capacidad de predicción en volúmenes y densidades de las sustancias sin afectar los cálculos de las constantes de equilibrio y comportamiento de fases de las ecuaciones de dos parámetros.

Jhavery y Youngren reemplazaron el volumen molar (v) de la EDE-PR por uno corregido (v_{corr}). Al introducir esta corrección en la ecuación original de Peng y Robinson se obtiene la EDE – PR de tres parámetros [6].

$$P = \frac{RT}{v_{corr} - b} - \frac{a(T)}{v_{corr}(v_{corr} + b) + b(v_{corr} - b)}$$

(2.81)

$$v_{corr} = v - C \quad (2.82)$$

$$C = SB$$

Donde:

v = volumen molar calculado de la EDE, pie³/lbmol

v_{corr} = volumen molar corregido, pie³/lbmol

C = coeficiente de corrección (3er parámetro), pie³/lbmol

S = parámetro de traslación, adimensional

En fase líquida:

$$v^L_{corr} = v^L - \sum_{i=1}^n X_i C_i \quad (2.83)$$

En fase gaseosa:

$$v^V_{corr} = v^V - \sum_{i=1}^n Y_i C_i \quad (2.84)$$

$C_i = S_i b_i$ (valores S_i en la tabla 2.3)

Tabla 2.3 Muestra de los valores de Si para componentes puros

Componente	Si
C1	-0,1595
C2	-0,1134
C3	-0,0863
iC4	-0,0844
nC4	-0,0675
iC5	-0,0608
nC5	-0,0390
C6	-0,0080
C7	-0,0033
C8	-0,0314
C9	-0,0408
C10	-0,0655
N2	-0,1927
CO2	-0,0817
H2S	-0,1288

2.2.3.8.- Efecto de la condensación retrograda en los yacimientos de gas condensado

Una de las características básicas de los yacimientos de gas condensado es la formación de condensado retrógrado cuando la presión de la mezcla de hidrocarburos

cae por debajo de su presión de rocío durante el agotamiento isotérmico de la presión del yacimiento. La condensación de condensado retrógrado puede ocurrir [6]:

En la zona cercana al pozo de producción cuando la presión de fondo fluyente es menor que la presión de rocío ($P_{wf} < P_{roc}$) y la presión promedio del yacimiento es mayor o igual a la presión de rocío ($P > P_{roc}$).

En todo el yacimiento cuando $P < P_{roc}$.

El 1er caso puede ocurrir desde el comienzo de la explotación del yacimiento si se tiene una alta caída de presión en los alrededores del pozo debido al daño de la formación por los fluidos de perforación y el 2do caso se presenta cuando el yacimiento de gas condensado es producido por agotamiento de presión y la presión del yacimiento ha caído por debajo de la presión de rocío.

2.2.3.8.1.- En las zonas cercanas a los pozos

Un banco o anillo de condensado retrógrado crece alrededor de un pozo de gas condensado cuando la presión de fondo fluyente cae por debajo de la presión de rocío, disminuyendo la productividad del pozo y generando una pérdida de componentes pesados en la superficie. Cuando la presión promedio del yacimiento cae por debajo de la presión de rocío, la condensación de las moléculas más pesadas empobrece el gas condensado remanente y al fluir este gas a través del anillo vaporiza condensado disminuyendo su saturación e incrementando la permeabilidad relativa al gas. El comportamiento es particularmente rápido en yacimiento de gas condensado rico, cercano al punto de rocío y de baja permeabilidad [6,12].

2.2.3.8.1.- Desarrollo del anillo de condensado

La acumulación del líquido condensado en el campo forma tres regiones con diferentes saturaciones de líquido desde la parte interna del yacimiento hasta la parte

más adyacente así pozo, tal como lo muestra la fig. 2.3, que a continuación se describen [6,12]:

Región 1: La primera región, corresponde a la parte interna del yacimiento, en donde solo fluye gas a alta presión por tanto no ocurre condensación retrógrada. La Presión > Presión de la roca, la saturación de condensado es igual a cero y $S_g + S_{wi} = 1$, donde; S_g representa la saturación de gas y S_{wi} la saturación inicial de agua.

Región 2: En la región intermedia, comienza a generarse el anillo de condensado retrógrado ($P < P_{roc}$). Ocurre acumulación de condensado retrógrado que genera aumento de la saturación de condensado (S_c) sin alcanzar la saturación crítica (S_{cc}), donde $S_c < S_{cc}$. La saturación de condensado alcanzada es igual a la obtenida en la prueba de depleción a volumen constante corregida por la presencia de saturación inicial de agua (S_{wi}), $S_c = S_{clab} / (1 - S_{wi})$. En esta región solo fluye gas y se caracteriza por tasa de flujo y tensión interfacial baja. El balance de saturaciones es $S_c + S_{wi} + S_g = 1$.

Región 3: Por último, la región cercana al pozo, se caracteriza por tasa de flujo y tensiones interfaciales altas. En esta región fluyen ambas fases gas y condensado a diferentes tasas y saturaciones: $S_c > S_{cc}$ y $S_c + S_g + S_{wi} = 1$. En esta región la saturación de condensado (S_c) se estabiliza y el condensado retrógrado que se forma al fluir el gas condensado por la zona cercana al pozo (Presión < Presión de fondo del pozo, fluyendo) empuja un volumen de condensado igual al formado, el cuál al mezclarse en el pozo con el gas condensado producido genera una composición igual a la del condensado original del yacimiento. Sin embargo la permeabilidad relativa al gas (K_{rg}) es menor que la original debido a que en la región se mantiene $S_c > 0$.

También podría existir una cuarta región en las inmediaciones a la vecindad del pozo donde las tensiones interfaciales bajas a altas tasas de producción reducen la saturación líquida e incrementa la permeabilidad relativa al gas [7].

2.2.3.8.3.- Permeabilidades relativas en yacimientos de gas condensado

El modelo conceptual en los sistemas de gas condensado sugiere que las curvas de permeabilidad relativa gobiernan la pérdida de productividad del gas. La disponibilidad de las mismas se ha visto limitado principalmente a los sistemas sintéticos (tipo Corey original correspondiente a una alta tensión interfacial), que son introducidos en los simuladores composicionales, debido a la dificultad en medir las bajas tensiones interfaciales en las curvas de permeabilidad relativa gas/condensado. Tales resultados muestran una alta saturación crítica de condensado (S_{cc}) y una menor reducción de la permeabilidad relativa al gas para el sistema convencional gas-petróleo (sistemas inmiscibles) en comparación al sistema gas-condensado (sistema miscible).

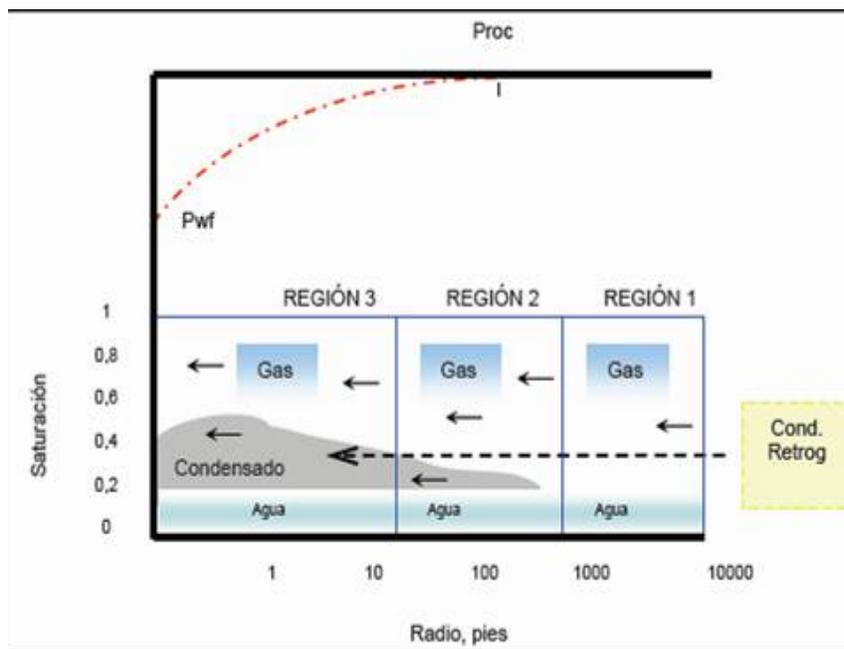


Figura 2.3. Ilustración de las regiones que se forman alrededor de un pozo de gas condensado cuando $P_{wf} < P_{roc}$ [8]

La fig. 2.4 muestra un ejemplo de la diferencia existente entre las tradicionales curvas de permeabilidad relativa gas-petróleo (utilizando por ejemplo kerosén y nitrógeno) y la de gas-condensado.

El comportamiento antes expuesto, tiene su origen en un estudio comparativo formulado entre las permeabilidades relativas de los sistemas gas-petróleo y gas-condensado, desarrollados a condiciones de yacimiento usando muestras de roca y de fluido del campo Tarimu en China. Para la determinación de la curva convencional de permeabilidad relativa de drenaje gas-petróleo, se emplearon los fluidos querosén y nitrógeno (con una tensión interfacial de 30 dina/cm). Estas curvas fueron generadas desplazando del medio poroso el petróleo por el gas. Por otro lado, para la prueba gas-condensado se utilizó una recombinación de los fluidos condensados del yacimiento (con una tensión interfacial de 0,0934 dina/cm).

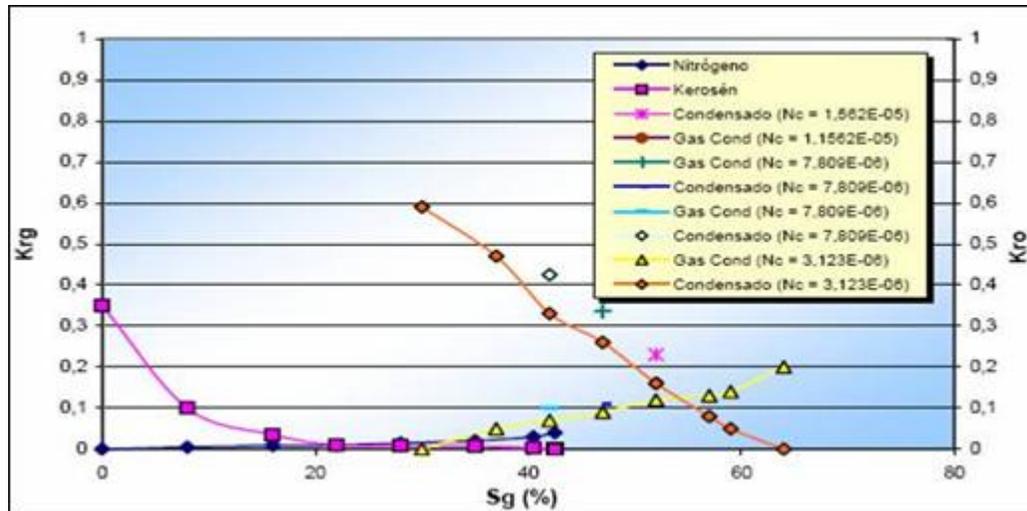


Figura 2.4. Curvas de permeabilidad relativa gas-petróleo y gas- condensado [19]

Los experimentos se condujeron en un aparato de flujo horizontal equipado con sondas de comprobación ultrasónicas. En el sistema, la saturación inicial de condensado se estableció por condensación al declinar la presión establecida de la prueba por debajo de la presión de rocío, durante el flujo de gas condensado. La influencia de la velocidad sobre la permeabilidad relativa, se cuantificó a partir de pruebas adicionales con tres valores de número capilar. Para determinar la saturación de condensado en el núcleo, en lugar de usar balance de materiales para el cálculo, los autores usaron la velocidad ultrasónica [13].

La distribución de fluidos establecida en el núcleo durante los desplazamientos convencionales gas - petróleo (sistemas inmiscibles) son creados por inyección, resultando en que los poros más grandes contienen principalmente gas mientras que los más pequeños petróleo. Durante las pruebas de drenaje primario en estado - no continuo la saturación inicial de petróleo en el núcleo es reducida desde 100% por inyección de gas. Esta se diferencia del sistema de gas condensado (sistemas

miscibles) donde el proceso de condensación genera incremento de la saturación de líquido desde cero. Por consiguiente el sistema convencional gas/petróleo usado para generar los datos de permeabilidad relativa no reproducen la distribución de fluidos creados por condensación ni tampoco asocian los mecanismos de flujo [14].

Múltiples fenómenos de imbibición y drenaje ocurren durante el proceso de agotamiento de presión de un yacimiento de gas condensado. Cerca del pozo, el flujo de gas condensado está determinado por el aumento y la disminución de la saturación de condensado a través de ciclos completos o parciales de imbibición y drenaje lo cual genera el fenómeno de histéresis. La región intermedia, donde solo fluye gas, se destaca por la imbibición durante la formación del condensado. También se presenta el proceso de imbibición cuando el agua de un acuífero (o de un proyecto de inyección de agua) invade la zona de gas y grandes cantidades de gas ($S_g = 15-40\%$) quedan atrapadas por la fase mojante (agua). El proceso de drenaje actúa solo sobre un pequeño volumen del yacimiento (cerca de los pozos) y el tiempo durante el cual ocurre es relativamente corto, en cambio casi durante toda la vida, el flujo es gobernado por el proceso de imbibición[6].

2.2.3.9.- Factores que influyen en el flujo de fluidos en yacimientos de gas condensado

2.2.3.9.1.- Fuerzas fundamentales

Como se ha mencionado anteriormente, una vez que la presión disminuye por debajo de la presión de rocío, en el yacimiento estarán presentes dos fases de hidrocarburos. Durante el proceso de producción de gas natural, cuatro fuerzas fundamentales actuarán sobre los fluidos, las cuales son: fuerzas viscosas, capilares, gravitacionales e inerciales, las cuales se describen brevemente a continuación.

Las fuerzas viscosas se refieren a la interacción intermolecular que ocurre dentro del fluido y es relativa a las condiciones de límite tales como las paredes de los canales porosos u otros fluidos. Esta fuerza causa un perfil de velocidad que se desarrolla a través del canal de flujo y es responsable de la pérdida de presión en el yacimiento debido a la viscosidad. En la cercanía del pozo estas fuerzas son dominantes debido a las altas velocidades que se originan; el diferencial de presión generado supera la presión capilar, lo cual causa una disminución en la saturación de petróleo aumentando el recobro.

En la presencia de dos o más fases, por ejemplo: gas y condensado retrógrado, la interfase entre las dos fases representa una diferencia de presión bajo condiciones dinámicas de flujo. La importancia de las fuerzas capilares está relacionada en general a la humectabilidad y en particular al esparcimiento de la fase humectante. Estas fuerzas son dominantes a bajas velocidades de flujo y tienden a retener el petróleo en el yacimiento.

Las fuerzas gravitacionales siempre están activas en todas partes del yacimiento. En el flujo de fluidos en el medio poroso, estas fuerzas pueden ser de mucha importancia en situaciones donde los fluidos tengan diferentes densidades, como en el caso de gas y condensado retrógrado. En la región alejada del pozo, donde las velocidades de flujo son bajas, estas fuerzas originan la segregación de los fluidos y drenan al petróleo hacia las regiones más bajas.

La fuerza inercial está asociada con la redirección del flujo de fluidos en el medio poroso. En flujo lineal, por ejemplo, flujo en un tubo recto, no actúa ninguna fuerza inercial. En el medio poroso, por el contrario, a medida que las moléculas de hidrocarburos se mueven entre los granos de los minerales, se origina una continua redirección del flujo [15].

2.2.3.9.2.- Humectabilidad

Se conoce con el nombre de humectabilidad, la tendencia de un fluido a adherirse a una superficie sólida, en presencia de otro fluido inmisible, tratando de ocupar la mayor área de contacto posible con dicho sólido. Esta tensión de adhesión ocurre cuando existe más de un fluido saturando el yacimiento. Y es función de la tensión interfacial.

Otro término sinónimo utilizado es el de mojabilidad, denominándose fluido mojante o humectante al que presenta mayor tensión de adhesión con la roca yacimiento [16].

2.2.3.9.3.- Presión capilar

Las fuerzas capilares presentes en el yacimiento, se originan por la acción molecular de dos o más fluidos inmisible (petróleo, agua y gas), que coexisten en dicho medio poroso. Estas son realmente las fuerzas retentivas que impiden el vaciamiento total del yacimiento.

La evidencia más común de la existencia de los fenómenos capilares, es la que se observa al colocar un tubo capilar en un recipiente con agua y ver como el agua sube en el capilar, hasta alcanzar el equilibrio.

Esta situación es bastante similar a la que ocurre en un yacimiento, si se consideran los canales porosos como tubos capilares de diferentes diámetros, distribuidos irregulares a través del yacimiento y contenido tres fluidos inmiscibles: agua, petróleo y gas [16].

2.2.3.9.4.- Tensión interfacial

Es la fuerza resultante del contacto entre dos fluidos inmiscibles y el sólido. Esta fuerza resultante, tiene lugar por la atracción entre las moléculas en el contacto para ambos fluidos y la fuerza normal al sólido. Si se refiere a un sistema agua - petróleo, las moléculas de petróleo en el contacto atraerán las moléculas del agua y viceversa. Esto trae consigo un deslizamiento de un fluido sobre el otro sobre la superficie sólida, generando fuerzas opuestas al movimiento. Depende de las propiedades de las rocas y de los fluidos, esto es, a menor tensión interfacial, menor es la presión capilar, por lo tanto los efectos de la tensión interfacial y de la presión capilar están vinculados. A tensiones interfaciales altas la saturación residual de la fase mojante también puede ser alta, en cambio, a tensiones interfaciales bajas la saturación residual de la fase mojante se aproxima a cero. Experimentalmente se ha determinado que este parámetro es muy importante en los cálculos de permeabilidades relativas en yacimiento de gas condensado que presentan condensación retrógrada en las cercanías del pozo [17].

2.2.3.9.5.- Fuerzas viscosas

Las fuerzas viscosas son comúnmente entendidas como la interacción intermolecular dentro del propio fluido y relativas a las condiciones de borde tales como la pared del poro u otros fluidos. Estas fuerzas causan un perfil de velocidad a desarrollarse a través del canal de flujo y es responsable de la pérdida de presión viscosa que ocurre en el yacimiento.

En el caso del gas condensado, la viscosidad es 10 a 20 veces menor que la de la fase de condensado, debido a que las distancias intermoleculares de un gas son mayores que la de un líquido. Esto determina una mayor movilidad del gas en el medio porosos, por tanto, toma el camino de menor resistencia representado por los

canales porosos más grande desviando el resto a los poros más pequeños. Si el sistema está dominado por la movilidad pudiese reducirse efectivamente la saturación de líquido a través de la vaporización de sus componentes en el flujo de la fase de gas [18].

Todos los gases o condensados tienen comportamiento reológico Newtoniano y se rigen por la ley de la viscosidad de Newton [6].

2.2.3.9.6.- Fuerza inercial

La fuerza inercial está asociada con el redireccionamiento del flujo de fluidos en el medio poroso. Por ejemplo, en el flujo lineal a través de un tubo delgado, no hay fuerzas inerciales activas. En el medio poroso, por otro lado un redireccionamiento continuo del flujo se lleva a cabo debido al movimiento de las moléculas de hidrocarburo entre los granos del mineral [15].

2.2.3.9.7.- Despojamiento capilar

La relación entre las fuerzas viscosas y las fuerzas capilares se expresan mediante un número adimensional llamado el número capilar; su magnitud determina la importancia de las fuerzas viscosas y capilares en la movilización de petróleo residual [19].

Este fenómeno observado experimentalmente está asociado a incrementos de la permeabilidad relativa al gas y de la tasa de producción inducidas por las altas velocidades en la zona cercana al pozo y la baja tensión interfacial gas-condensado ($\sigma = 0,05$ dina/cm) que incrementa el número capilar desde valores del orden de 10^{-6} a 10^{-3} y disminuyen la saturación de condensado [6].

$$N_c = \frac{F_v}{F_c} = \frac{v_g \mu_g}{\alpha} \quad (2.85)$$

Donde:

N_c = número capilar, adim.

F_v = fuerzas viscosas

F_c = fuerzas capilares.

v_g = velocidad del gas, (cm/s).

μ_g = viscosidad del gas, (dina s/cm²).

σ = tensión interfacial gas-condensado, (dina/cm) del orden 0,05.

2.2.3.9.8.- Resistencia inercial

Cuando ocurre flujo turbulento de gas en las cercanías del pozo debido a las altas velocidades del mismo, se genera una resistencia inercial adicional debido a la aceleración de las moléculas de gas a través del medio poroso, esto a su vez produce una caída de presión adicional y reducción de la tasa del flujo de gas. En este caso no se cumple la ley de Darcy de flujo laminar y es necesario la ecuación de Forchheimer la cuál puede escribirse de la forma siguiente para flujo de gas en presencia de condensado retrógrado [20].

$$\frac{dp}{dr} = \frac{\mu v}{K} + \beta \rho v^2 \quad (2.86)$$

$$\beta = \frac{3,3 \times 10^{-9}}{\phi^{3/4} K^{5/4}} S \alpha^{-4,5} \quad (2.87)$$

Donde:

$$\frac{dp}{dr} = \text{Gradiente de presión, (atm/cm).}$$

μ = Viscosidad, (cm/s).

ρ = Densidad, (gr/cc).

β = Resistencia inercial, (cm-1).

K = permeabilidad absoluta, darcys

ϕ = porosidad, fracción.

En el simulador, la ecuación de Forchheimer es incorporada dentro de las formulaciones matemática cuando se consideran el flujo no-darciano para la fase de gas, ya que la fase de hidrocarburos líquida (petróleo o condensado) se modela usando la ley de Darcy. Algunos simuladores tratan la resistencia inercial ó flujo no darciano como un daño adicional, pero esta suposición no captura los efectos en la región cercana al pozo [21].

2.2.3.9.9.- Efecto combinado

El flujo de gas condensado hacia el pozo a través de una zona dañada por efecto de un anillo de condensado retrógrado está afectada por fuerzas capilares y viscosas (N_c) y por la resistencia inercial (β), ambos actuando en dirección contraria, pero el primero con una mayor intensidad, durante el flujo de fluidos a altas velocidades en el yacimiento, causando que la permeabilidad relativa al gas (K_{rg}) sea tasa dependiente [6].

2.2.3.9.10.- En todo el yacimiento

Al caer la presión promedio del yacimiento por debajo de la presión de rocío retrógrada ocurren precipitaciones de condensado en forma de pequeñas gotas que se acumulan en los canales porosos más pequeños de la roca. Para que el condensado retrógrado alcance cierta movilidad en el yacimiento se necesita que su saturación sea mayor que la saturación crítica de condensado (30-40%) lo cual es difícil de alcanzar ya que el volumen de condensado raras veces excede un valor de 20% volumen [6].

2.2.3.10.- Estimulación de los pozos de gas condensado dañados por condensación retrógrada

2.2.3.10.1.- Inyección de gas seco

Una forma de vaporizar parcial o totalmente el condensado retrógrado cerca de los pozos es inyectando gas seco (CH_4) por varios días o semanas dependiendo del grado de condensación que haya ocurrido y luego colocar el pozo en producción a elevadas tasas para remover el líquido bloqueador vaporizado [22].

2.2.3.10.2.- Inyección de alcoholes

El metanol aumenta la permeabilidad relativa al gas máxima ($K_{rg\text{ máx.}}$) por un factor de 1,2 a 2,5 veces (dependiendo de la S_{wi}) en relación a la que se tenía por efecto del daño o bloqueo producido por el condensado retrógrado. La estimulación es producida por el desplazamiento miscible del condensado y agua por parte del metanol. Los bajos costos del metanol hace promisoría esta técnica de estimulación. También se ha propuesto la inyección de propano pero debe tenerse mucho cuidado con la presencia de asfáltenos que pueden flocularse [23,24].

2.2.3.10.3.- Fracturamiento hidráulico

Esta técnica crea canales de flujo a través del anillo de condensado que permite estimular la producción de gas condensado desde la zona no alterada, además reduce la caída de presión en los alrededores del pozo. Aunque esta técnica es una de las más usada en estimular pozos de gas condensado bloqueados por condensado retrógrado y agua, no siempre se puede usar por los peligros que se tienen de comunicar la zona productora con otras no deseables (por ejemplo acuíferos) y su alto costo en pozos profundos [6].

2.2.3.10.4.- Incremento del número capilar

El impacto negativo del anillo de condensado sobre la productividad de un pozo puede reducirse incrementando el número capilar cerca del pozo. Esto se puede lograr aumentando la tasa de producción del pozo. El efecto positivo generado por la tasa de flujo es más pronunciado a altas saturaciones de condensado [6].

2.2.4.- Aspectos Teóricos Relacionados con El ENDULZAMIENTO EL GAS NATURAL

2.2.4.1.- Proceso de endulzamiento del gas natural

El término endulzamiento es una traducción directa del inglés, en español el término correcto debería de ser “desacidificación” Para que el proceso de endulzamiento del gas natural, tenga un alto grado de eficiencia, se debe comenzar por analizar la materia prima que se va a tratar. De hecho el contenido de las impurezas forma parte de los conocimientos que se deben dominar a la perfección para entender y hacerle seguimiento a los diseños. Por ello se insiste en la tenencia del conocimiento inherente al contenido de agua, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, en primera instancia.

Este proceso se refiere a la eliminación de la corriente de gas natural los elementos ácidos, con el objetivo de dejar el gas dentro de la norma, sea para el transporte o para la comercialización y distribución, de tal forma que el gas cumpla con los requerimientos establecidos, tanto nacional como internacional, que representan la posibilidad de comercialización del gas natural. El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover en especial el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2). Aunque, otros componentes ácidos como lo son el sulfuro de carbonilo (COS) y el disulfuro de carbono (CS_2), son de gran importancia debido a su tendencia a dañar las soluciones químicas que se utilizan para endulzar el gas.

Como se sabe estos compuestos químicos son gases que están presentes en el gas natural y pueden ocasionar problemas de corrosión, además de otros problemas en el manejo y procesamiento del gas, es por ello que hay que removerlos hasta que el gas natural alcance la norma establecida.

El agua interviene muy fuertemente en la composición del gas y en la concentración de las soluciones que se utilizan en los sistemas de amina; de la misma manera, los gases ácidos, deben ser considerados en el gas de alimentación y en el gas

tratado. La diferencia molar de ambas condiciones establece la cantidad de gas ácido que se va a extraer y que lógicamente define el diseño de los equipos y el proceso que se deba utilizar en el endulzamiento, de tal forma que sea efectivo, de fácil aplicabilidad y además económico.

El proceso de endulzamiento data desde hace muchos años. En la actualidad se dispone de procesos altamente específicos, con solventes y aditivos complejos, que hacen que el endulzamiento sea de una gran eficiencia. En vista que muchos otros procesos del gas depende de este, el proceso de endulzamiento se debe realiza en forma eficiente, igual que todos los otros tratamientos [25].

2.2.4.2.- Objetivos del endulzamiento de gas natural

El sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono suelen producirse tanto de yacimientos de gas asociado como de yacimientos de gas libre. La presencia de sulfuro de hidrógeno es indeseable puesto que es un tóxico natural, y es uno de los principales causantes de la acidez del gas natural. Cuando el H₂S se quema se produce dióxido de azufre, lo cual tiene efectos irritantes.

Los gases que contienen sulfuro de hidrógeno, generalmente son comerciales cuando el contenido de H₂S en el gas tratado es menor o igual a 0,25 granos /100 pie³. (1 gramo = 0,0648 granos). El dióxido de carbono es otro de los compuestos causantes de acidez del gas natural. Su presencia no es indeseable, a menos que esté presente en una proporción tal que afecte seriamente el poder calorífico del gas natural, por lo que su remoción se hace necesaria. Esta remoción del dióxido de carbono también puede hacerse con el fin de reducir la corrosión en sistemas que contienen agua libre [26].

2.2.4.3.- Requerimientos de los procesos de remoción de gases ácidos

Los requerimientos de remoción de los componentes ácidos en el gas natural dependen principalmente de:

- a) La concentración inicial de componentes ácidos en el gas natural.
- b) La composición del gas natural [26].

2.2.4.4.- Importancia de la remoción de gases ácidos

Los procesos de remoción de gases ácidos son usualmente costosos, tanto en inversiones como en el costo de operaciones. Sin embargo, en muchos casos, los procesos de tratamiento son esenciales en la rentabilidad de otros productos que dependen completamente de un tratamiento satisfactorio del gas ácido.

Existen varias razones para desear remover los gases ácidos, entre ellas se pueden mencionar:

Evitar elementos tóxicos. Algunos gases ácidos son tóxicos, como por ejemplo el H₂S.

Formación de sólidos por bajas temperaturas. A las corrientes de gas que son procesadas en plantas criogénicas se les debe remover el CO₂ para prevenir la formación de hielo seco.

Corrosión. Los gases ácidos reaccionan con metales ocasionando muchos tipos de corrosión, tales como: formación de escamas, erosión, ruptura debido a esfuerzos y combinación de estos.

Contaminación. Cuando se queman combustibles que contienen compuestos de azufre, se forman dióxido de azufre y trióxido de azufre. Estos gases forman ácidos fuertes cuando se mezclan con agua, los cuales contaminan el medio ambiente [26].

2.2.4.4.1.- Procesos con absorción química

Estos procesos emplean un solvente en solución acuosa que reacciona con los componentes ácidos del gas formando un complejo. Este solvente reacciona químicamente con el componente ácido hasta que se incremente la temperatura o se reduzca la presión, donde se descompone desprendiéndose el compuesto ácido. Rango de aplicabilidad (50 - 150 °F) y presión (atm-1500 psig) [26].

2.2.4.4.2.- Procesos con absorción física

Estos utilizan un solvente orgánico, el cual absorbe los componentes ácidos por efecto de la presión parcial del componente ácido del gas. Cuanto mayor sea la presión parcial del componente ácido más se absorbe en el solvente [26].

2.2.4.4.3.- Procesos de conversión directa

Usualmente, estos procesos resultan de la conversión directa de H₂S a azufre elemental. Ellos se dividen en dos grupos:

Los basados en reacciones de óxido - reducción.

Los basados en la reacción estequiométrica de 2 moles de H₂S con 1 mol de SO₂ en presencia de un solvente o catalizador [26].

2.2.4.4.4.- Procesos de lecho seco

Estos procesos utilizan un lecho seco de material sólido como zeolitas o tamices moleculares, que sirven como sitios de reacción para componentes ácidos. Algunas versiones de este esquema se basan en la reacción de H₂S y SO₂, obteniéndose como producto azufre elemental, como en el caso de Haines.

Otros procesos usan tamices moleculares para remover H₂S y CO₂ de una manera selectiva, como por ejemplo el proceso Shell. Los que utilizan esponja de hierro se basan en hacer reaccionar el H₂S con óxido de hierro para formar sulfuro de hierro [26].

2.2.4.4.5.- Procesos de solventes especiales

En este caso se utilizan solventes especiales, los cuales permiten extraer del gas ciertos compuestos.

Dentro de los procesos con solventes especiales, se tienen:

Nalco.

Amonex: En este proceso sólo se remueve el NH₃.

M - Pyrol: Se utiliza como solvente reactivo el N - metil - 2 - Pirrolidona y remueve el H₂S en presencia de CO₂ [26].

2.2.4.5.- Características de los procesos

2.2.4.5.1.- Procesos físicos

Los procesos que disuelven físicamente el gas ácido, usualmente requieren de altas presiones parciales de gas ácido en la alimentación de vapor a ser purificado. El volumen de gas ácido removido por volumen de solución es una función de la composición y de la presión parcial del gas ácido en la alimentación del gas a ser purificado y de la temperatura de contacto. Por esta razón, la aplicación de procesos físicos es favorable cuando las concentraciones de sulfuro de hidrógeno y/o dióxido de carbono y la presión de contacto son altas.

Después que los gases absorbidos son liberados de la solución mediante una evaporación rápida (flash) a bajas presiones, el contenido de solvente físico presente en los gases ácidos es bajo, en cantidades equivalentes al equilibrio a la presión y temperatura de ebullición instantánea.

La cantidad de gases ácidos presentes en la solución circulante determina la concentración de gas ácido en el residuo tratado. Sin embargo, un proceso de ebullición instantánea no puede remover todo el sulfuro de hidrógeno. Esto se debe a que los procesos físicos no pueden, debido a sus costos, eliminar el sulfuro de hidrógeno y lograr cumplir con las especificaciones de comercialización. Por lo tanto, se hace necesario combinar procesos físicos con químicos, con el fin de efectuar una limpieza total del gas. Si el sulfuro de hidrógeno no está presente, se puede utilizar algunos de los procesos físicos para remover una porción del dióxido de carbono del gas natural y, de esta manera, incrementar el poder calorífico de este.

Actualmente, el uso de procesos a base de solventes físicos para gases ácidos se ha limitado generalmente a aquellos casos donde se necesita remover grandes volúmenes de ácidos. Las mayores ventajas de estos procesos son sus bajos costos de inversión comparados con los de los procesos químicos y generalmente no requieren procesos de regeneración de vapor [26].

2.2.4.5.2.- Procesos químicos

Los procesos químicos, excepto el de carbonato de potasio caliente, pueden sobre todo remover el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono, y por lo tanto, lograr cumplir con las especificaciones de comercialización. El uso del carbonato de potasio caliente permite reducir el contenido de dióxido de carbono.

Los agentes químicos usados para remover gases ácidos tienen diferentes capacidades de remoción dependiendo de las limitaciones de los procesos y de la composición de los gases ácidos manejados. El volumen máximo de gas ácido por volumen de solución puede ser controlado por solubilidad, corrosión o por otros factores.

Los procesos químicos se usan sobre todo cuando: 1) la cantidad de gas ácido a remover es baja, 2) los volúmenes de vapores de azufre producidos son suficientes para la regeneración, 3) existe la necesidad de una remoción del sulfuro de hidrógeno a bajos niveles y en una sola etapa.

En algunos casos, la composición de los gases ácidos ocupa una fracción apreciable de la corriente total de gas. Esto puede ocasionar un aumento considerable en los gastos de tratamiento y volver prohibitivo el uso de un proceso químico dado.

El proceso de carbonato de potasio caliente puede resultar favorable cuando las necesidades de vapor de agua son inferiores a las de otros procesos químicos o, cuando la presencia de sulfuro de carbonilo o de disulfuro de carbono puede causar pérdidas excesivas en las soluciones de amina [26].

2.2.4.5.3.- Combinación de los procesos físicos y químicos

En algunos casos es deseable combinar los procesos físicos y químicos para el tratamiento de gases ácidos. Por ejemplo, el proceso de sulfinol comprende el uso del solvente físico sulfolane (dióxido de tetrahidrotiofeno) en altas concentraciones mezclado con altas concentraciones de solventes químicos (cualquiera de las alcanolaminas) [26].

2.2.4.6.- Procesos utilizados en el endulzamiento del gas natural

Los procesos que se aplican para remover H_2S y CO_2 se pueden agrupar en cinco categorías de acuerdo a su tipo y pueden ser desde demasiado sencillos hasta complejos dependiendo de si es necesario recuperar o no los gases removidos y el material usado para removerlos, y son [25,28]:

a.- Absorción de los gases ácidos. Este proceso se realiza a través de solventes químicos, físicos y mixtos.

b.- Endulzamiento a través de los lechos sólidos. Aquí para la eliminación de los gases ácidos se utilizan los tamices moleculares, las esponjas de hierro, Sulfatreat y el óxido de cinc.

c.- Conversión directa.

d.- Secuestrantes químicos.

e.- Utilización de membrana.

f.- Destilación extractiva.

a.- Absorción química. Se entiende por absorción a la operación unitaria en la que la transferencia de masa tiene lugar de la fase de vapor a la fase líquida, este es por lo general lo que ocurre, aunque no es siempre, es que el proceso de absorción designa una operación en la cual el líquido se suministra como corriente separada e independiente del vapor a tratar. Por absorción también se entiende al proceso de retención de gases o vapores por líquidos, de una sustancia por otro líquido.

El proceso de absorción química de los gases ácidos se realiza con aminas o con carbonato de potasio. La regeneración se hace con incremento de temperatura y disminución de la presión. Estos procesos se caracterizan porque el gas ácido se pone en contacto en contracorriente con una solución en la cual hay una sustancia que reacciona con los gases ácidos. El contacto se realiza en una torre contactora en la cual la solución entra por la parte superior y el gas entra por la parte inferior. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles y por lo tanto la solución al salir de la torre se envía a regeneración.

El punto clave en los procesos de absorción química es que la torre contactora sea operada a condiciones que fuercen la reacción entre los componentes ácidos del gas y el solvente, para lo cual se tiene que cumplir que hayan bajas temperaturas y

altas presiones, y que el regenerador sea operado a condiciones que fueren la reacción para liberar los gases ácidos, es decir bajas presiones y altas temperaturas.

El proceso con aminas más antiguo y conocido es el Monoetanolamina (MEA), que es una amina primaria. En general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad de remoción, bajo costo y flexibilidad en el diseño y operación. En general, se sabe que los procesos con aminas son aplicables cuando los gases ácidos tienen baja presión parcial y se requieren bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida.

b.- Procesos de lecho seco o lechos sólidos Un lecho sólido es un conjunto de productos sólidos (mallas moleculares, sílica, alúmina) utilizados en la industria del gas. También se puede utilizar el término lecho seco, que es un material que no utiliza líquidos, por ejemplo las esponjas de hierro, que se utilizan para retener el sulfuro de la corriente de gas natural. En este proceso, el gas ácido se pone en contacto con un sólido que tiene afinidad por los gases ácidos. Se conocen también como procesos de adsorción. En estos procesos el gas ácido se hace pasar a través de un filtro que tiene afinidad por los gases ácidos y en general por las moléculas polares presentes en el gas entre las que también se encuentra el agua. El más común de estos procesos es el de las mallas moleculares Todos estos componentes desarrollan el endulzamiento a través del proceso de adsorción.

c.- Procesos de conversión directa. Estos procesos se refieren a la transformación del sulfuro de hidrógeno en azufre elemental a partir de los gases de cola. Este proceso es de gran importancia, ya que permite obtener azufre, en forma natural, el cual después es utilizado para la formación de ácido sulfúrico y compuestos petroquímicos, que son de gran utilidad práctica, y lo más importante es que se están utilizando las impurezas del gas natural, en sentido productivo. Los procesos de conversión directa remueven el (H₂S) y lo convierten directamente a

azufre elemental sin necesidad de unidad recuperadora de azufre. Estos procesos utilizan reacciones de oxidación y reducción que involucran la absorción de (H₂S) en una solución alcalina. Entre estos métodos está el proceso Stretford y el proceso del hierro esponja.

d.- Utilización de secuestrantes. La eliminación de los gases ácidos de la corriente de natural, se puede realizar utilizando secuestrantes químicos, como la triazina, y otros componentes.

e.- Utilización de membrana. La separación se logra aprovechando la ventaja de las diferencias de afinidad/difusividad. El agua, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno son moderadamente altos difusores, lo cual indica que se pueden colar a través de una membrana más fácilmente que los hidrocarburos, con la misma fuerza motriz. Los gases lentos son aquellos que tienden a permanecer detrás y que no atraviesan la membrana.

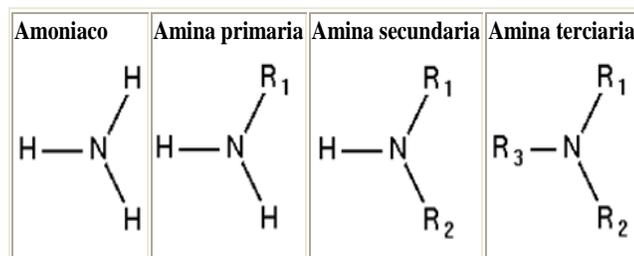
f.- Destilación Extractiva. La destilación extractiva es un proceso de vaporización parcial en presencia de un agente de separación, no volátil y de alto punto de ebullición que generalmente se denomina solvente o agente de separación, el cual se adiciona a la mezcla, de tal forma de alterar su volatilidad relativa del componente. El principio que aprovecha la destilación extractiva se basa en la introducción de un solvente selectivo que interactúa de diferente forma con cada uno de los componentes de la mezcla original y generalmente muestra una afinidad fuerte por uno de los componentes claves. Lo que significa que este tipo de destilación se puede utilizar para eliminar los gases ácidos de la corriente de gas natural, y con ello poder dejar la corriente de gas natural establecida dentro de la norma de calidad.

2.2.4.6.1.- Tipos de aminas que se utilizan en la absorción de gases ácidos

Propiedades de las aminas

Las aminas son compuestos orgánicos derivados del amoniacio (NH_3), y son productos de la sustitución de los hidrógenos que componen el amoniacio por sus grupos alquilo o arilos ($-\text{CH}_3$). Las aminas se clasifican de acuerdo al número de sustituyentes unidos al nitrógeno, luego existen las aminas primarias, secundarias y terciaria. En la fig. 2.5 se presenta una forma esquemática la estructura del amoniacio y de las aminas primaria, secundaria y terciaria.

Figura 2.5. Estructura de las aminas



En la fig. 2.5 se observa que en la amina primaria ha sido reemplazado un hidrógeno de amoniacio por un grupo alquilo. El grupo alquilo (CH_3) se simboliza como (R) que están unidos al nitrógeno. La metilamina o aminometano es una de las principales aminas primarias (CH_3NH_2).

Ahora, si dos grupos alquilo han reemplazado a dos hidrógenos en la molécula de amoniacio, corresponde a una amina secundaria. Es necesario hacer resaltar que los grupos alquilo no necesariamente tienen que ser iguales, en cuanto al número de carbonos e hidrógenos, por ejemplo se tiene la amina secundaria Dimetilamina o Metilaminometano ($\text{CH}_3\text{-NH-CH}_3$) o la amina secundaria Etil- propil- aminopropano ($\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-NH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3$).

Si tal como se observa en la fig. 2.5 se han reemplazado todos los hidrógenos en la molécula de amoníaco, habrá una amina terciaria, igualmente hay que tener en cuenta, que no necesariamente los grupos tienen que ser iguales, luego se tiene por ejemplo una amina terciaria denominada trimetilamina o dimetilaminometano

Es necesario tener en cuenta, que debido a que el nitrógeno tiene un par electrónico libre, puede formar compuestos tetrasustituídos, donde el átomo de nitrógeno queda cargado positivamente, y se les conoce como amina cuaternarias. Las aminas, son ampliamente utilizadas en la industria petrolera, en vista que son varios los procesos, donde estos componentes se utilizan.

Todas las aminas son compuestos muy polares. Las aminas primarias y secundarias pueden formar puentes de hidrógeno, las aminas terciarias puras no, pero si los pueden aceptar. Es importante hacer notar que la denominación de amina primaria, secundaria y terciaria se refiere al número de sustituyentes que tiene el átomo de nitrógeno y no como en el caso de los alcoholes que se refiere al tipo de carbono sobre el cual se encuentra. En el caso de los alcoholes se tiene; alcoholes primarios si él (OH) está sobre un carbono primario, alcohol secundario si se encuentra sobre un carbono secundario y alcohol terciario si está sobre un carbono terciario. Luego para el caso de las aminas. Resultan tres clases diferentes de aminas llamadas aminas primarias, secundarias y terciarias, todas son de utilidad en el proceso de endulzamiento [25].

Propiedades físicas de las aminas

Las aminas son compuestos incoloros que se oxidan con facilidad lo que permite que se encuentren como compuestos coloreados. Los primeros miembros de esta serie son gases con olor similar al amoníaco. A medida que aumenta el número de átomos de carbono en la molécula el olor se hace similar al del pescado. Las

aminas aromáticas son muy tóxicas y se absorben a través de la piel. Las aminas primarias y secundarias son compuestos polares, capaces de formar puentes de hidrógeno entre si y con el agua, esto las hace solubles en agua, por lo que se denominan compuestos hidrosolubles.

La solubilidad disminuye en las moléculas con más de 6 átomos de carbono y en las que poseen el anillo aromático. El punto de ebullición de las aminas es más alto que el de los compuestos no polares que presentan el mismo peso molecular de las aminas. El nitrógeno es menos electronegativo que el oxígeno, esto hace que los puentes de hidrógeno entre las aminas se den en menor grado que en los alcoholes. Esto hace que el punto de ebullición de las aminas sea más bajo que el de los alcoholes del mismo peso molecular.

Las aminas se comportan como bases. Cuando una amina se disuelve en agua, acepta un protón formando un ión alquil- amonio. Para diferenciar las aminas unas de otras en el laboratorio se hace reaccionar con una solución de nitrito de sodio y ácido clorhídrico, esto da origen a ácido nitroso inestable. Cada tipo, tipo de amina tendrá un comportamiento diferente ante la presencia de estos reactivos [25].

Las aminas que se utilizan en el proceso de endulzamiento son [25]:

a. La Monoetanolamina (MEA). La MEA es la más sencilla de las etanolaminas y se produce por la reacción directa del amoníaco con óxido de etileno.

Las etanolaminas se pueden utilizar para tratamientos de gases naturales y gas residual de petróleo en la absorción de dióxido de carbono. En sistemas de gases conteniendo dióxido de carbono, la MEA puede ser utilizadas como absorbedor selectivo, por lo que es de gran utilidad para la eliminación de la corriente del gas natural, el componentes que se quiere eliminar, sin causar problemas operacionales a los otros componentes, que no se quiere eliminar de la corriente.

La MEA es una amina primaria, es un líquido de color claro, transparente e higroscópico con ligero olor amoniacal, cuya fórmula química es $(HOCH_2CH_2NH_2)$. La MEA es la más reactiva de las etanolaminas, y además es la base más fuerte de todas las aminas. La MEA ha tenido un uso difundido especialmente en concentraciones bajas de gas ácido. Tiene un peso molecular de 61,08 unidades de masa atómica (UMA). Ahora si esta trabajando en el sistema británico de unidades, las unidades serán (lb/lbmol). Este peso molecular se considera pequeño, es por ello, que la MEA tiene la mayor capacidad de transporte para los gases ácidos. Esto significa menor tasa de circulación de la MEA para remover una determinada concentración de los gases ácidos, de un gas de alimentación.

La MEA, se usa preferiblemente en procesos no selectivos de remoción del CO_2 y del H_2S , aunque algunas impurezas, tales como el COS , CS_2 y el oxígeno, tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda en esos casos. Por medio de la MEA se pueden lograr bajas concentraciones de CO_2 , alrededor de 4-5% molar, pero tiene problemas con la corrosión y con la formación de espumas.

La MEA es una base fuerte y ha tenido un uso difundido especialmente cuando la concentración del gas ácido es pequeña. Por su bajo peso molecular tiene la mayor capacidad de transporte para gases ácidos con base a peso o volumen, lo que se traduce a mayor tasa de circulación de amina para remover determinada cantidad de gases ácidos. La presión de vapor de la MEA es mayor que para las otras aminas (DIPA, MDEA, DEA, entre otras) a la misma temperatura lo cual puede producir mayores pérdidas por vaporización.

Con la MEA, se logran concentraciones muy bajas de la relación CO_2/H_2S , y es eficiente en procesos donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de

entrada es baja. La corrosión y la formación de espuma son los principales problemas operacionales de la MEA. Otro problema que se presenta es que la concentración porcentual en relación peso/peso (%P/P), tiene un valor máximo de 15%, luego requiere de grandes cantidades de calor de solución en el sistema, lo que conlleva a una alta demanda calorífica, en el proceso.

La presión de vapor de la MEA es mayor que otras aminas en iguales temperaturas. Esto puede incrementar las pérdidas por vaporización. Para mantener el proceso de corrosión bajo, se requiere que la concentración de la solución y la carga del gas ácido en la solución deben mantenerse suficientemente bajas que eviten la formación de bicarbonatos (HCO_3^-) y carbonatos (CO_3^{2-}), compuestos altamente corrosivos, que se forman por la disociación del ácido carbónico (H_2CO_3). Como ya se sabe este es un ácido de baja estabilidad, que rápidamente se disocia produciendo bicarbonatos y carbonatos. El bicarbonato o carbonato puede reaccionar con el (Fe^{+2}) (formado en la reacción de oxidación en la zona anódica), para formar carbonato ferroso (FeCO_3) considerado uno de los principales productos de la corrosión en plantas de gas, con presencia de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, en cantidades que se les considera gases ácidos. Si hay presencia de agua, en el sistema, no habrá la menor duda que el proceso de corrosión este o se haga presente, por la formación del ácido carbónico y su posterior disociación.

Las variaciones tecnológicas de la MEA, son las siguientes: MEA- AMINE-Guard y MEA- AMINE- Guard- ST. Estas dos variantes dependen de una licencia.

Las variantes incorporaron inhibidores de corrosión a la solución de MEA, con ello se pueden alcanzar concentraciones de hasta 30% P/P de MEA, luego la carga de gas ácido a la entrada puede ser incrementado. El proceso de Amine-Guard, solamente permite trabajar con cantidades de trazas de sulfuro de hidrógeno, mientras

que el amine – Guard- ST es tolerante a la presencia de azufre, luego puede manejar al sulfuro de hidrógeno, siempre y cuando la relación de concentraciones $H_2S/CO_2 > 0,005$.

b.- Diglicolamina (DGA). La DGA al igual que la MEA es una amina primaria. La DGA, tiene una mayor estabilidad que la MEA, también tiene menor presión de vapor que la MEA, por que se pueden utilizar concentraciones tan altas como 70% P/P. La utilidad de la DGA es en la remoción del dióxido de carbono, en donde se ha determinado que la carga de gas ácido es de 0,55 lbmol CO_2 /lbmol de DGA. La DGA también tiene un menor requerimiento energético que la MEA. Lo que significa, que del punto de vista energético la (DGA) tiene un menor costo de regeneración que la MEA. La DGA ha sido ampliamente utilizada en grandes caudales de gases ácidos, debido a las altas concentraciones, en que puede encontrarse en una solución acuosa de la alcanolamina lo cual representa una de las principales ventajas, mientras que la principal desventaja es su alto grado de degradación, sobretodo en presencia de los compuestos azufrados.

Otra de las principales desventajas de la DGA es que la química tiene un alto costo y se obtienen productos de degradación no pueden ser regenerados en presencia de CO_2 y COS . Otra desventaja es la alta solubilidad de las fracciones (C_3^+) comparada con otras alcanolaminas, como la MEA y DGA, por ejemplo. También es bueno tener en cuenta que los productos de descomposición formados en la reacción entre la DGA y los gases ácidos de azufre, son regenerados térmicamente durante la operación normal de recuperación de la amina. También la degradación con el COS es reversible a altas temperaturas.

c.- La Dietanolamina (DEA). La DEA es una amina secundaria y se obtiene haciendo reaccionar a la MEA con el óxido de etileno.

La DEA a temperaturas mayores al ambiente es un líquido claro, higroscópico y viscoso, con un suave olor amoniacal. La DEA es un amina secundaria cuya fórmula química es $HN(CH_2CH_2OH)_2$, con un peso molecular de 105,14 unidades de masa atómica (UMA). La DEA tiene su mayor aplicabilidad en el tratamiento de gas de refinerías, en los cuales pueden existir compuestos sulfurosos que pueden degradar la MEA, que es un uno de los principales problemas operacionales de esta amina.

La DEA se recomienda para el tratamiento de vapores conteniendo alto tenor de sulfuro de hidrógeno. La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas. La reacción de la DEA con COS y CS₂ es más lenta que con la MEA y los productos de la reacción son distintos, lo cual causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases.

La DEA es una amina secundaria, donde han sido reemplazados dos hidrógenos en la molécula de amoníaco. La DEA es más débil que la MEA, pero los productos de la reacción con la DEA no son corrosivos. Además la presión de vapor de la DEA es más baja que la MEA, luego las pérdidas por evaporización con la DEA es menor que con la MEA. La reacción de la DEA con COS y CS₂ es muy lenta, luego prácticamente no causa problemas por degradación del solvente. La DEA se utiliza para endulzar corrientes de gas natural que contengan hasta un 10% molar de gases ácidos. Es eficiente a presiones de operación por encima de 500 psig.

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

pero los productos de degradación tienden a hervir a la misma temperatura, lo cual hace muy difícil separarlos por destilación y no se usan sistemas de recuperación.

d.- La Trietanolamina (TEA). La TEA se obtiene químicamente haciendo reaccionar a la DEA con óxido de etileno.

La TEA es un líquido ligeramente amarillo, higroscópico y viscoso, su mayor utilidad se relaciona con su capacidad humectante. La TEA es una amina terciaria, luego es altamente selectiva hacia el H₂S, ya que la reacción con el CO₂, es muy lenta, y desde luego la formación de bicarbonatos y carbonatos es también lenta. La fórmula química de la TEA es $N(CH_2CH_2OH)_3$. La TEA se puede utilizar como agente de alcalinización de ácidos grasos de cadena larga.

e.-La Metildietanolamina (MDEA). La fórmula química de este compuesto es $(CH_3)N(CH_2CH_2OH)_2$. La MDEA es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo cual para removerlo requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción. Su mejor aplicación en la absorción, es la remoción selectiva del H₂S, cuando los gases ácidos están presentes H₂S y CO₂. Esto convierte a la MDEA, en un compuesto selectivo de alta efectividad, para remover al sulfuro de hidrógeno. Si el gas es contactado a presiones suficientemente altas (800-1000 psig, bajo ciertas condiciones se puede obtener un gas con calidad para gasoductos.

La MDEA es un material ligeramente tóxico y puede provocar sensibilización de la piel. El material se debe almacenar en lugares ventilados, frescos y secos, alejados de las fuentes de calor. El área de almacenamiento debe de ser claramente identificada, libre de obstáculos y accesibles únicamente para personal autorizado. Las ventajas del uso de la MDEA incluye su bajo calor de reacción con los gases

ácidos, bajos requerimientos energéticos para su regeneración y que no es fácilmente degradable para las corrientes gaseosas que contienen sulfuro de hidrógeno así como dióxido de carbono. Las soluciones acuosas de la MDEA han encontrado gran aceptación en la industria para remover de manera selectiva el sulfuro de hidrógeno, ya que la reacción con el dióxido de carbono es extremadamente lenta, por lo tanto es difícil poder remover este gas ácido de la corriente de gas natural, es por ello que las aminas terciarias se utilizan fundamentalmente para remover el sulfuro de hidrógeno de la corriente del gas natural.

El conocimiento del equilibrio líquido – vapor de los gases ácidos en soluciones acuosas de alcanolaminas es esencial en el diseño de sistemas de absorción / desorción de gases ácidos para la remoción de estos en corrientes gaseosas de procesos de plantas químicas. Es conveniente contar con modelos termodinámicos adecuados para la estimación de los coeficientes de actividad y/o fugacidad de los sistemas de endulzamientos.

La MDEA puede ser usada por su selectividad a remover H₂S de las líneas de flujo para llevarlas a especificaciones en presiones moderadamente altas. Si el incremento de la concentración de CO₂ en el gas residual causa problemas con las especificaciones o con el proceso aguas abajo, se requerirán tratamientos más profundos. La relación H₂S/CO₂ en el gas ácido puede ser de 10-15 veces tan grande como la relación H₂S/CO₂ en el gas de entrada. Algunos de los beneficios de la remoción selectiva de H₂S incluye: tasas de flujo de solución reducidas resultante de una reducción en la cantidad de gas ácido removido, mayores concentraciones de H₂S en el gas ácido resultando los problemas de recobro de sulfuro reducidos.

El CO₂ se hidroliza mucho más lento que el H₂S. Esto hace posible una selectividad significativa de aminas terciarias por el H₂S. Este hecho es usado por muchas compañías que proveen diseños de procesos usando MDEA por su

selectividad de remover H₂S de gases que contienen ambos agentes, H₂S y CO₂. Debido a la reacción entre el CO₂ y las aminas terciarias, se forman puentes formados de ácido-base, las aminas terciarias son ajustadas idealmente para remover volúmenes de CO₂ de las corrientes de gas natural. El removedor de CO₂ requiere solo una fuente de calor pequeña para su regeneración. La combinación resulta en un removedor de volúmenes de CO₂ de gas gases ricos en dicho compuesto.

La MDEA se usa normalmente en un rango del 20 al 50% P/P. Debido a los pocos problemas con la corrosión, unos índices de absorción entre 0,7 y 0,8 mol CO₂ /mol MDEA son posibles en equipos de acero al carbono. La MDEA tiene ventajas frente a las aminas primarias y secundarias, tales como: baja presión de vapor, bajos calores de reacción con los gases ácidos, alta resistencia a la degradación, bajos problemas de corrosión, y sobretodo, selectividad en la absorción de H₂S en presencia de CO₂, ya que la reacción con el dióxido de carbono es extremadamente lenta. La ventaja más importante que presenta la MDEA sobre el resto de aminas es la selectividad en la absorción de H₂S en presencia de CO₂, es por ello que es de usos múltiple, lo cual se confiere ciertas propiedades específicas.

f.- Di- isopropanolamina. La DIPA es una amina secundaria. Este componente ha sido utilizado conjuntamente con un solvente orgánico. Este solvente ha sido ampliamente aceptado en Europa para el tratamiento de gases y líquidos de refinerías limpiándolos de H₂S y CO₂. La DIPA se caracteriza por tener bajos requerimientos de vapor para la regeneración de la solución y no ser corrosivo. Las soluciones de la DIPA, tiene una alta tasa de capacidad para transportar gases ácidos con una alta tasa molar, pero por su alto peso molecular, requiere de tasas másicas muy altas. Gradualmente se ha ido reemplazando el uso de DIPA por MDEA.

2.2.4.6.2.- Propiedades físico- químicas de las alcanolaminas: En la tabla 2.4 se presentan las principales propiedades de las aminas que más se utilizan en el proceso de endulzamiento del gas natura [25]:

Tabla 2.4 Principales propiedades de las aminas [25]

Amina	MEA	DEA	DGA	DIPA	DEA
PM (lb/lbmol)	61,08	105,14	105,14	133,19	119,17
Pe (°F)	338,9	516,0	430,0	480,0	477
ΔH_{ev} (BTU/lb)	355	288	220	325	412
Viscosida (cP)	24,1	350	4	870	401
Cp (BTU/lbF)	0,608	0,600	0,571	0,690	0,712
P rocio (°F)	50,9	82,4	9,5	107	-5,8
Calor de reac. BTU/lbCO ₂	825	653	850	550	475
Calor de reac. BTU/lbH ₂ S	820	511	674	475	455

En tabla 2.4 PM representa al peso molecular, y Pe indica el punto de ebullición normal a la presión atmosférica; Cp es la capacidad calorífica.

La MEA fue durante mucho tiempo la amina más utilizada, es también la más reactiva de todas las alcanolaminas, es por ello que se considera que la MEA es altamente reactiva. A partir de los años 1950-1960 la DEA sustituye a la MEA, suceso que ocurre por la mayor resistencia a la corrosión de la DEA, sobretodo ante la presencia de los compuestos azufrados. También la DGA ha sido utilizada en grandes caudales, debido fundamentalmente al incremento en su concentración, aun cuando se degrada con compuestos azufrados. La DIPA ha sido ampliamente utilizada, debido en lo fundamental por su selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno, aunque a partir del año 1980 se ha comenzado a utilizar en forma amplia la MDEA,

esto ocurre fundamentalmente por su selectividad, bajo requerimientos energéticos y baja tendencia a la degradación. En la tabla 2.5 se presentan una serie de características de algunas alcanolaminas utilizadas en el endulzamiento.

Tabla 2.5 Características y propiedades de las alcanolaminas [25]

Amina	%P/P	%Molar amina	Kg amina/ m^3 solución	lb amina/ galón de solución	lbmol amina/ 100 gal de solución
MEA	15	0,049	151,2	1,26	2,06
DEA	35	0,084	366	3,05	2,90
DGA	60	0,204	652	5,43	5,16
MDEA	50	0,131	524	4,37	3,67

2.2.4.7.- Etapas del proceso de endulzamiento

Un proceso de endulzamiento se puede decir, en general, que consta de cinco etapas:

a.- Endulzamiento. Donde se le remueve por algún mecanismo de contacto el H₂S y CO₂ al gas. Esto se realiza en una unidad de endulzamiento y de ella sale el gas libre de estos contaminantes, o al menos con un contenido de estos igual o por debajo de los contenidos aceptables.

b.- Regeneración. En esta etapa la sustancia que removió los gases ácidos se somete a un proceso de separación donde se le remueve los gases ácidos con el fin de

poderla reciclar para una nueva etapa de endulzamiento. Los gases que se deben separar son obviamente en primer lugar el H₂S y CO₂ pero también es posible que haya otros compuestos sulfurados como mercaptanos; sulfuros de carbonilo y disulfuro de carbono.

c.- Recuperación del azufre. Como el H₂S es un gas altamente tóxico y de difícil manejo, es preferible convertirlo a azufre elemental; esto se hace en la unidad recuperadora de azufre. Esta unidad no siempre se tiene en los procesos de endulzamiento pero cuando la cantidad de H₂S es alta se hace necesaria. En la unidad recuperadora de azufre se transforma del 90 al 97% del H₂S en azufre sólido o líquido. El objetivo fundamental de la unidad recuperadora de azufre es la transformación del H₂S.

d.- Limpieza del gas de cola. El gas que sale de la unidad recuperadora de azufre aún posee de un 3 a un 10% del H₂S removido del gas natural y es necesario removerlo, dependiendo de la cantidad de H₂S y las reglamentaciones ambientales y de seguridad. La unidad de limpieza del gas de cola continua la remoción del H₂S bien sea transformándolo en azufre o enviándolo a la unidad recuperadora de azufre. El gas de cola al salir de la unidad de limpieza debe contener solo entre el 1 y 0,3% del H₂S removido. La unidad de limpieza del gas de cola solo existirá si existe unidad recuperadora.

e.- Incineración. Aunque el gas que sale de la unidad de limpieza del gas de cola sólo posee entre el 1 y 0,3% del H₂S removido, aún así no es recomendable descargarlo a la atmósfera y por eso se envía a una unidad de incineración donde mediante combustión el H₂S es convertido en SO₂, un gas que es menos contaminante que el H₂S. Esta unidad debe estar en toda planta de endulzamiento [25].

VARIABLES QUE AFECTAN EL CONTROL DE OPERACIÓN EN UNA PLANTA DE AMINA. ESTAS VARIABLES SON [25]:

a.- Tasa de circulación de la solución de amina. El consumo energético es directamente proporcional a la tasa de circulación de la solución de amina. Esta tasa se decide al momento de diseñar la planta; es posible que se produzcan cambios en el caudal de gas tratado o en la concentración del gas ácido que llega a la planta, pero se mantiene la tasa de circulación. Los ahorros energéticos en la planta están relacionados con la reducción del caudal de gas tratado, o con la reducción de la concentración de los gases ácidos.

b.- Carga del gas ácido. La falta de regulación de la carga ácida en la solución de amina, puede causar graves problemas de costos energéticos al proceso de endulzamiento. Se sabe que cada solvente tiene una carga óptima de gas ácido, esto es en la solución rica y en la pobre, y es de vital importancia conocer bien estos valores, ya que están relacionados con una gran cantidad de variables. La mayoría de las soluciones de amina requieren de 0,05 a 0,08 moles de gas ácido total por mol de amina pobre, para satisfacer las especificaciones del gas dulce mientras que el contenido total de gas ácido en la solución pobre tiene un máximo de 0,01; cantidades mayores llevan a mayores costos energéticos y corrosión.

c.- Determinación de la carga ácida. El equipo que se utiliza para determinar la carga ácida es de gran importancia, ya que en base de la carga se hace la selección de la amina a utilizar, y también la carga ácida está relacionada con el costo energético del proceso. Lo anterior significa que los datos del analizador pueden utilizarse para controlar en forma automática la cantidad de energía que se usará en el rehervidor, también puede servir como guía para que el operador controle la cantidad de energía requerida, para que el proceso transcurra eficiente.

d.- Concentración de la solución de amina. En el proceso de endulzamiento las aminas de mayor uso son la MEA y DEA, y la concentración en %P/P varía entre 10 y 20 para la MEA, mientras que para la DEA la variación es entre 20 y 30. En muchos casos, para disminuir la corrosión se trabaja en el punto más bajo de la amina, pero esto ocasiona grandes gastos de energía. Lo anterior indica que al aumentar la concentración de la amina, se incrementa la capacidad de la solución para remover el gas ácido, y se logra un gran ahorro de energía. Se recomienda, que el operador tenga muy claro la precisión y exactitud del laboratorio, donde se determina la concentración de la amina, para evitar errores operacionales, que pueden causar grandes pérdidas energéticas. En general se debe de tener cuidado en determinar en forma regular la concentración de máxima eficiencia y mantenerla en ese nivel apropiado, de tal forma que el proceso se realice en forma eficiencia.

e.- Reflujo. El vapor que sale por el tope de la columna de regeneración junto con los gases ácidos, es condensado y devuelto al regenerador en forma de reflujo. En este caso es válido lo que se conoce como razón de reflujo, que se refiere a la razón entre los moles de agua que regresan al regenerador entre los moles de gas ácido que salen de la planta. La determinación de este parámetro es de gran importancia para el diseño y operación de la torre, además que es un indicador de la cantidad de vapor que debe de ser utilizado en el rehervidor. La razón de reflujo determina la cantidad de gas ácido residual en la amina pobre y, con ello determina la eficiencia del fraccionamiento. El valor típico de esta razón varía entre 1,5/1 y 4/1, valores que dependen del número de bandejas que tenga la torre y de otras variables operacionales.

f.- Recuperación de Potencia: Cuando el absorbedor trabaja a una alta presión, se puede utilizar una turbina para recuperar la energía potencial contenida en el líquido a una alta presión. Se sabe, que una turbina hidráulica convierte la presión alta del líquido en energía mecánica, la cual puede ser utilizada para mover otras bombas

en el sistema se endulzamiento. En caso, de no recuperar esta energía contenida en el líquido se desperdicia al despresurizar el sistema en el tanque de venteo o en el regenerador.

g.- Intercambiador de calor: El calor que no se recupera en los intercambiadores amina- amina, representa una carga adicional para el rehervidor. Mientras más se precalienta la amina- rica mediante la recuperación del calor de la amina- pobre, es menor la cantidad de calor que se debe de agregar al rehevidor en el proceso de regeneración.

h.- Utilización de separador trifásico como tanque de venteo: Este separador debe de instalarse, para la amina rica, entre el absorbedor y el intercambiador amina- amina. Se justifica la instalación de este equipo, en vista que los hidrocarburos que se disuelven en la solución pueden ser utilizados en el separador como gas combustible, además la remoción de los hidrocarburos líquidos es necesario removerlos, para prevenir la formación de espuma y el ensuciamiento.

i.- Pérdidas de amina. Estas pérdidas pueden ser un grave problema operacional, además de costoso; se manejan pérdidas de consumo de hasta 50 lb de amina por MMPCN de gas. La amina que se va absorbida en el gas tratado, puede contaminar el glicol o los desecantes sólidos que se encuentran aguas abajo de la planta de endulzamiento. Esto representa elevados costos, además de graves problemas operacionales. La cantidad de amina que se usa debe de ser registrada de manera precisa. En la mayoría de las plantas de endulzamiento de gas con aminas se considera útil utilizar de 1 a 2 lb de amina/MMPCN de gas tratado. Es fácil mantener el control sobre el gasto de amina, ya que el gas se debe de analizar para propósitos de venta.

j.- Causas de pérdidas de amina: Las principales, causas de pérdidas son: degradación de la solución de amina, escapes de la amina, formación de espuma, presencia de impurezas y contaminantes, vaporización, salida de la amina por el fondo del recuperador. Se considera, que una de las principales pérdidas de solución de amina, sea por la degradación química de la misma; en vista que las aminas tienden a oxidarse, en presencia de oxígeno hay una degradación de la amina y formación de sales estables. La literatura indica que si se mantiene la solución de amina, por debajo de los 110 °F, se disminuyen las pérdidas. La instalación de un separador en la corriente de gas dulce también incrementa la recuperación de la solución de amina que transporta el gas. Esta amina recuperada se puede enviar de nuevo al sistema.

2.2.4.8.- Selección del proceso de endulzamiento

No pueden darse reglas inflexibles para la selección del mejor proceso de remoción de gases ácidos. Como ya se indicó, la selección de los procesos de endulzamiento es fundamentalmente una decisión de tipo económico y depende de un gran número de factores. Algunos de estos son:

- a. Especificaciones en los requerimientos de las ventas del gas.
- b. Volumen y composición de los gases ácidos en el gas a ser tratado.
- c. Temperatura, presión y contenido de hidrocarburos (incluyendo aromáticos) en el gas a ser tratado.
- d. Impurezas, tales como: el sulfuro de carbonilo (COS) presente en el gas.
- e. Gastos involucrados en la licencia de varios procesos.

f. Costo del solvente o reactivo.

En general, el proceso de selección se basa en evaluaciones económicas de varios procesos o combinación de éstos, que pueden cumplir con las especificaciones requeridas.

El aspecto económico tiene como base la factibilidad de operaciones proyectadas a lo largo de períodos de operaciones futuras e incluirá todos los costos aplicables: inversión, depreciación, mantenimiento, sueldos y salarios, gastos químicos, gastos de combustible, pagos por licencia y regalías.

Los gastos químicos y de regalías pueden ser de magnitud suficiente como para tener una influencia sustancial sobre la selección del proceso[26].

La selección de un proceso de endulzamiento es un proceso riguroso, llevado a cabo con metodología en la cual deben crearse opciones y evaluar matrices para llegar a una selección final exitosa.

Con los procesos seleccionados se inicia una investigación con los licenciantes del proceso preseleccionados y se continúa con la búsqueda de toda la literatura obtenida al respecto. Si es independiente mejor. Se resalta el hecho de la confidencialidad de la información dada por el licenciante del proceso.

Se requiere contratos de confidencialidad para cada proceso considerado, si la licencia está vigente.

Información del licenciante requerida:

Diagrama de flujo simplificado.

Balance de materia y energía.

Reposición del solvente y agua u otras fases activas del proceso considerado.

Pago de licencias.

Lista de plantas instaladas, indicando capacidad, tiempo de operación, lugar y cliente.

Información independiente en revistas especializadas: posibles ventajas del proceso sobre procesos competidores, si han ocurrido desastres en esos procesos, dificultad en disponer efluentes, estabilidad operacional.

Debilidades específicas del proceso, adaptación del proceso a las condiciones definidas en la situación planteada.

Esta información debe solicitarse para cada proceso considerado. Recibida la información se establecen las opciones posibles para resolver el problema; una buena forma es realizar una matriz preliminar que incluya aspectos técnicos.

Los procesos que puedan realizar el trabajo, son incluidos en esta matriz. Posteriormente se selecciona las opciones más probables, a través de una matriz de evaluación final en la cual se incluyen los procesos más promisorios. Esta matriz responde a la pregunta: ¿Cuál proceso resuelve el problema en las condiciones exigidas? Se basa en la matriz preliminar a la cual se le agregan costos de operación, costos de inversión, seguridad, servicio del licenciante, si es probada la tecnología, si se puede ampliar, si concuerdan los equipos con los existentes en el campo. Para ello es necesario completar el dimensionamiento de equipos mayores de la planta, siendo

Figura 2.6 Planta genérica de endulzamiento [28]

2.2.5.1.- Separador de entrada

Este recipiente, colocado a la entrada de la planta, es el encargado de separar los contaminantes que llegan con la corriente de gas, tales como: hidrocarburos líquidos, agua, partículas sólidas y los compuestos químicos que han sido agregados previamente al gas natural, los cuales suelen causar efectos nocivos. A manera de ejemplo se puede citar la alteración y degradación del solvente, formación de espuma y corrosión [28].

2.2.5.2.- Absorbedor o contactor

El gas ácido que sale del separador entra al absorbedor por el fondo de la torre y fluye hacia arriba para entrar en contacto con la solución de amina que baja desde el tope de la torre. En este contacto el gas ácido es removido de la corriente gaseosa y transferido a la solución. El gas tratado, que sale por el tope, debe salir con muy poca cantidad de componentes ácidos. El contenido de impurezas en el gas residual dependerá de las condiciones de diseño y de la operación del sistema. Es importante que el operador entienda a cabalidad el funcionamiento de estas plantas, con el fin de obtener la mayor eficiencia del proceso.

La solución que sale por el fondo del absorbedor puede contener:

Agua.

Amina.

Componentes ácidos (CO₂, H₂S, COS, CS₂, mercaptanos, etc.).

Gas natural que ha quedado en la solución.

Hidrocarburos líquidos retirados de la corriente de gas.

Sólidos u otras impurezas, asfáltenos, por ejemplo.

La cantidad de hidrocarburos líquidos que pasa a la solución de amina, aumenta a medida que sube la presión de operación y/o disminuye la temperatura de contacto.

Se aconseja que la solución de amina llegue a la torre con 10 °F (5,55 °C) por encima de la temperatura a la cual entra el gas, para evitar la condensación de hidrocarburos, lo cual conduce a la generación de espuma que, a su vez, genera arrastre.

La cantidad de gas disuelto dependerá del tipo de solución que se use. La MEA retiene menos contaminantes que otras soluciones. Por ejemplo, la MDEA+ utilizada como solvente en el diseño básico del prototipo recoge 3,85 pie³ de gas ácidos por cada galón (0,029 m³/litro) de solución.

El fluido que sale por el fondo de la torre se conoce como solución rica, ácida o contaminada. Lo más común es llamarla amina rica, ya que se ha enriquecido de los componentes ácidos. Esta solución fluye hacia el tanque de venteo o “flash tank”, donde se mantiene la altura de líquido requerida con un controlador del nivel, el cual

abre o cierra una válvula para garantizar la altura constante en el fondo del absorbedor [28].

2.2.5.3.- Tanque de venteo o flash tank

Este recipiente se emplea para separar el gas que se disuelve en la solución en el contactor. Normalmente el tanque de venteo se instala cuando la presión del absorbedor es mayor de 500 psig (35,1535 kg/cm², 35 bars), y se opera con una presión de aproximadamente 75 psig (5,27 kg/cm², 6 bars), no obstante, esta factibilidad debe analizarse con cuidado.

Cuando la presión de la solución rica que sale del absorbedor se reduce desde la presión de contacto hasta la de trabajo del tanque de venteo, la mayor parte de los hidrocarburos disueltos en la solución se desprenden llevándose consigo una pequeña cantidad de gas ácido. El propósito de este tanque es recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, los cuales se envían al mechero o se utilizan como gas combustible. De esta manera se evita la formación de espuma y se logra una mejor operación de la planta [28].

2.2.5.4.- Intercambiador de calor amina rica / amina pobre

El propósito del intercambiador de calor es aprovechar una parte de la energía de la amina pobre o limpia que sale del regenerador. Esto representa aproximadamente el 50% del calor requerido en el rehervidor de la columna de regeneración.

La solución pobre que sale del rehervidor se enfría al pasar por el intercambiador de calor, mientras que la amina rica que viene del absorbedor se calienta hasta ± 190 °F (87,78 °C), para hacer más fácil la separación de los gases

ácidos que transporta. Es conveniente evitar que no se separe el gas en la tubería, antes de entrar a la columna de regeneración, porque el sistema se vuelve muy corrosivo. Ese problema se podría evitar usando acero inoxidable en la tubería de este tramo.

El intercambiador de calor más común es del tipo de tubo y coraza en U. La solución rica normalmente fluye a través de los tubos y la solución pobre, por la carcasa del intercambiador, bañando los tubos por su parte exterior.

Después del intercambiador, se coloca una válvula sobre la línea de la solución rica, para controlar el flujo hacia el regenerador.

El regenerador, por lo general, se opera a una presión que varía entre 4 y 8 psig (0,28 – 0,56 kg/cm²; 0,3 a 0,6 bars); el de la planta modelo trabaja a 8 psig (0,56 kg/cm²). A esta presión, los gases que contiene la solución rica se evaporan a medida que se calienta la solución [28].

2.2.5.5.- Regenerador

El propósito del regenerador es remover el gas ácido contenido en la solución rica. En una planta de amina, la torre de regeneración, por lo general, contiene entre 18 y 24 bandejas; el de la planta típica tiene 22. La solución rica entra en el nivel del 2do al 4to plato del tope. A medida que la solución desciende, entra en contacto con los vapores del rehervidor que suben dentro de la torre. El vapor burbujea en la solución, en cada plato: retira los gases ácidos de la solución y los transporta hacia la parte superior de la torre.

El equipo responsable de la compensación energética de la planta es el rehervidor. Allí se produce el calor necesario para vaporizar la solución que regresa al regenerador. El vapor fluye en contracorriente con el líquido que cae y, en cada plato,

entra en contacto con la solución para lograr el equilibrio que permite el despojamiento del gas ácido.

El condensador puede ser del tipo tubo y carcasa, con el uso de agua a través de los tubos o, también, un enfriador de aire, con ventilador eléctrico (fin-fan cooler), en el cual los vapores fluyen a través de los tubos [28].

2.2.5.6.- Tanque de abastecimiento

Se emplea para almacenar la amina pobre o limpia. Por efectos del trabajo diario, parte de la solución, se pierde en el contactor y en el regenerador; también habrá pequeñas pérdidas en el empaque de la bomba y en otros sitios. A medida que desciende el nivel en el tanque de abastecimiento, es necesario agregar solución fresca. Es preciso vigilar que, al agregarla, se mantenga la proporción agua/amina recomendada en el diseño original. Cuando la mezcla trabaja demasiado diluida o concentrada, la planta funciona ineficientemente [28].

2.2.5.7.- Bomba de la solución pobre

El líquido del tanque de abastecimiento pasa a la bomba, la cual aumenta la presión de la solución pobre de tal manera que pueda entrar en el absorbedor. Por lo general esta bomba es del tipo de desplazamiento positivo. El caudal se regula desviando una porción del líquido de la descarga de la bomba hacia una válvula de control manual ubicada en la succión de la bomba.

La máxima tasa de flujo se obtiene cuando la válvula ubicada en la desviación ("by-pass"), está cerrada. Se debe medir la tasa de flujo de la solución regenerada que va al absorbedor. Dependiendo del caudal se utilizan medidores de orificios o rotámetros[28].

2.2.5.8.- Filtros

A medida que la solución circula a través del sistema, recoge partículas que se forman como producto de la corrosión. Estos sólidos pueden causar formación de espuma en el absorbedor y en el regenerador. Por lo tanto, se debe incluir un filtro en la solución pobre, con el cual se remueven los sólidos u otros contaminantes.

La cantidad de partículas contenidas en la solución variará con el tipo de gas ácido que entre al absorbedor. En algunos casos, la cantidad de material sólido puede ser mayor que en otros, por consiguiente, algunas soluciones requieren de mayor capacidad de filtrado [28].

2.2.5.9.- Enfriador de la solución pobre

La solución pobre que sale del regenerador, pudiera llegar a una temperatura muy alta. Es recomendable no introducirla así al absorbedor, porque pierde la capacidad de retención de componentes ácidos. Por ello, se utiliza un intercambiador de calor adicional que trabaja con aire, o un intercambiador de tubo y coraza. El agua de enfriamiento pasa a través de los tubos y la solución por la carcasa. Indistintamente del tipo que se use, la solución se enfría hasta más o menos 10°F (5,56 °C), por encima de la temperatura de entrada del gas al absorbedor [28].

2.2.5.10.- Concentrador o recuperador de la amina

A medida que la solución circula en el sistema, se calienta en el rehervidor y se enfría al pasar por los intercambiadores. El calentamiento y enfriamiento constante hace que la amina se deteriore y pierda su capacidad de absorción. Los productos de la degradación pueden ser removidos en el recuperador.

Esta unidad, es en realidad, un regenerador de la solución, en el cual se separa la amina del material deteriorado, la cual se evapora y pasa hacia el tope de la unidad, desde donde sigue hacia el regenerador [28]. En el anexo C se ofrece más información de los equipos.

2.2.6.- Situaciones Operacionales

La ineficiencia de algún sub-sistema puede causar daños severos a los demás equipos, por la presencia de subproductos agresivos a los materiales.

Otro aspecto de gran importancia es el mantener los equipos de filtración en óptimas condiciones a fin de evitar contaminar el solvente con agentes externos al proceso.

Los filtros de carbón activado, para la remoción de hidrocarburos condensados en el solvente, deben ser regenerados regularmente con vapor.

La eficiencia en el proceso está determinada por una serie de factores sobre los cuales se debe mantener estricto control, los de mayor relevancia son:

Presencia de hidrocarburos en la amina.

Formación de espuma.

Regeneración de la amina.

Concentración de la amina.

Caudal de recirculación de la amina.

Diferencial de temperatura amina-gas.

El condensado en el sistema es uno de los elementos de perturbación más común; la diferencia de temperatura entre el gas de alimentación del contactor y la amina pobre es clave para minimizar esta situación. La temperatura de la amina debe ser mayor que la temperatura del gas, lo que evita la formación de condensado.

Las desviaciones de proceso más importantes que se presentan durante la operación de la planta son:

Aumento de los diferenciales de presión en los contactores, generalmente generados por espuma debido a la acumulación de condensados en el solvente, también se presenta por acumulación de sólidos en las bandejas de la torre contactora. Resultado del aumento de estos diferenciales son los arrastres masivos del solvente durante el proceso.

Aumento de la carga ácida en el solvente pobre, esto es causado por baja eficiencia en la regeneración del solvente y anteriormente también podía ser un indicio de posible rotura del intercambiador amina/amina. Este último es eliminado con el reemplazo del intercambiador de tubos y carcaza por uno de placas paralelas.

Contaminación de amina con crudo. Esta falla en el proceso se ha generado por una falla en los filtros separadores como el colapso de los elementos, al momento de presentarse arrastre de crudo desde las estaciones de producción. Esta situación genera gran inestabilidad en los diferenciales de presión, presencia de espuma e ineficiencia en la captura de H₂S.

Contaminación de la amina con aceite de calentamiento. Esto es un claro indicativo que el rehervidor de la torre presenta tubos rotos. Esta es la desviación de

proceso que presenta la mayor complejidad para restablecer las condiciones operacionales. Generalmente representa un elevado consumo del solvente por la necesidad de cambiar el inventario existente. La ineficiencia del proceso en remover el H₂S se hace evidente en los inicios de la contaminación, al igual que la pérdida de los niveles de aceite térmico en el tambor acumulador de este producto.

Disminución de la concentración de amina. La reposición de inventario se realiza por baches y la carga de amina fresca desde tambores de 200 litros por eso la importancia en el seguimiento a este parámetro.

El control del proceso se realiza midiendo una serie de variables que permiten identificar las desviaciones una vez que comienzan a aparecer. A continuación algunos ejemplos de las variables controladas y la forma de manejar la información:

Concentración de la amina (% peso) vs. tiempo de operación (días). Permiten controlar la carga de amina fresca al sistema para mantener la concentración en función del inventario en el sistema.

Carga ácida vs. tiempo de operación (días). Esta variable permite controlar la eficiencia de la regeneración del solvente. También puede ser indicativo de la contaminación de la amina pobre con amina rica en el intercambiador [29].

2.2.7.- Aspectos Teóricos Relacionados con IOs SIMULADORES DE PROCESO

2.2.7.1.- Simulador HYSYS

El programa HYSYS, versión 3.2, desarrollado por Hyprotech, Ltd, y distribuido por Aspen Technology Inc, es un instrumento de gran utilidad para los ingenieros de proceso. Este software permite crear modelos rigurosos en estado

estacionario y modelos dinámicos para el diseño de plantas, monitoreo y análisis de problemas operacionales. HYSYS dispone de una interfaz interactiva que permite la modificación de variables de procesos en las diferentes unidades de operación para la predicción de las propiedades de los fluidos involucrados. Los siguientes ítems pueden esquematizar el funcionamiento del programa:

Propiedades de los fluidos. Los fluidos pueden definirse dentro del simulador utilizando cualquiera de las siguientes opciones: componentes de la librería del simulador, componentes pseudo hipotéticos, componentes definidos a los cuales se les modifica su contenido en la librería o mediante la generación de series de pseudo componentes en muestras para los ensayos de crudo o condensado. Para los fluidos de composición conocida HYSYS dispone de diferentes paquetes para el cálculo de las propiedades termodinámicas, entre ellos: Peng - Robinson, Soave - Redlich - Kwong, Wilson, Lee – Kesler – Plocker.

Unidades de Operación. Dentro de los equipos que pueden ser simulados en este programa se encuentran: intercambiadores de calor, separadores, bombas, columnas de destilación, expansores, compresores, tuberías, reactores, etc.

Modelos de Cálculos. Mediante HYSYS se pueden evaluar nuevos sistemas o evaluar algunos ya existentes, se calculan transferencias de calor, caídas de presión en tuberías, se dimensionan equipos, entre otros.

2.2.7.1.1.- Arquitectura básica de Hysys

A) Conceptos básicos en Hysys.

1.- Arquitectura multi-flowsheet: El concepto de flowsheets y sub-flowsheets.

Método flexible e intuitivo que permite:

Descomponer un proceso complejo en procesos menores con componentes más concisos.

Simular cada unidad del proceso en forma independiente del proceso completo, pero ligado a él, construyendo un sub-flowsheet con sus corrientes y operaciones unitarias accesorias.

Usar paquetes termodinámicos independientes para cada flowsheet.

2.- El concepto de medio ambiente (Environment).

Hysys Environments permite acceder e ingresar información en una cierta y determinada área o “medio ambiente” del programa, mientras que las otras áreas están en modo hola (“esperando”) hasta que se finalice la tarea en el área de interés.

Hay 5 ambientes:

Basis (se crean, definen y modifican los paquetes de fluidos a ser utilizados – incluyen, como mínimo, el paquete de propiedades y los componentes).

Oil Characterization (se caracterizan cortes de petróleo)

Main Flowsheet (se define mayoritariamente la topología del flowsheet principal)

Sub-Flowsheet (se define la topología del sub-flowsheet)

Column (se define la topología de una particular columna Sub-Flowsheet)

b) Herramientas

Cálculos interactivos y acceso instantáneo de la información. Inteligencia incorporada al programa que le permite conocer cuando la información disponible es deficiente para efectuar un cálculo y corregir los cálculos flash en forma automática.

Operación modular. Todas las operaciones unitarias y/o corrientes pueden realizar todos los cálculos siempre que se especifique la información mínima necesaria en cada caso o la misma se transmita a través de las corrientes ligadas. La información, completa o parcial, se transmite en forma bi-direccional.

Algoritmos de solución no secuenciales. Ellos operan en forma independiente del orden en que se construye el flowsheet[30].

C) Elementos de interfase primarios

Formas alternativas para acceder e ingresar información del proceso a HYSYS.

El Diagrama de flujo de proceso (The Process Flow Diagram -PFD-)

Workbook.

Property View.

2.2.7.2.- Simulador PIPEPHASE

Es un simulador de flujo en tuberías de fluidos multifásicos en estado estable, usado para el modelado de sistemas de recolección y transporte de petróleo y gas. La

simulación permite predecir el comportamiento estacionario de plantas en operación, redes de tuberías cuando se producen cambios en variables del proceso (como nuevas alimentaciones), también es posible predecir el comportamiento de plantas y redes de tuberías existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de analizar la respuesta del proceso ante estas modificaciones del proceso, proporcionando guías para optimizar un proceso.

La estructura operacional del programa de simulación PIPEPHASE tiene una secuencia de botones o menús, que permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación.

2.2.8.- Estimación De Costo

El proceso de estimación de costo forma parte de la planificación y control del proyecto. Una estimación precisa de costo, ofrece una base para el control de gestión. Idealmente estas previsiones presupuestarias deben basarse en una especificación de proyecto definitiva.

La estimación de costo permite cuantificar la inversión de un proyecto y así disponer de una base de información para tomar decisiones sobre los diferentes escenarios sobre la cual se evalúa la rentabilidad del proyecto.

Las clases de estimación de costo definidos por PDVSA son las siguientes:

Clase I: estimado detallado, realizado durante la ejecución de la obra.

Clase II: estimado detallado, basado en el “diseño básico” completo.

Clase III: estimación de costo, realizado con “bases de diseño” completas.

Clase IV: estimado de costo para elegir proyectos.

Clase V: estimado de costo para fines de planificación.

En vista que en este proyecto se hará la evaluación de alternativas para el diseño, se realizará un estimado de costo clase V. Este estimado tiene una precisión de $\pm 20\%$. Se utilizarán formulas y consulta con los fabricantes [31].

2.2.9.- Definiciones Básicas

Almacenamiento de CO₂. El CO₂ queda secuestrado dentro del seno del reservorio siempre que la presión del reservorio se mantenga y que los pozos de producción se cierren [1].

Caída de presión. Diferencial de presión entre dos puntos del sistema [1].

Combustible. En la industria petrolera el gas natural es usado como combustible para la generación de vapor y de electricidad y en otras operaciones de producción y refinación [1].

Diferencial de presión. Se refiere a un pequeño incremento o disminución de la presión. Diferencia entre los valores de la presión encontrados en dos puntos de un equipo o sistema [1].

Fluido. Cuerpo que se puede mover en condiciones normales. Sustancia cuyas moléculas tienen entre sí poca o ninguna coherencia, capaz de desplazarse bajo mínima presión. Cuerpo que se puede mover en condiciones normales [1].

Flujo volumétrico. Caudal y volumen en una unidad de tiempo. Se mide tomando en cuenta el caudal en la unidad de tiempo[1].

Gas de cola. Es aquel gas con un contenido muy alto de componentes ácidos que se retira en la torre de regeneración de una planta de endulzamiento. Usualmente, está formado por dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S) y vapor de agua.

Luego un gas ácido es un gas cuyo contenido de sulfuro de hidrógeno (H_2S) es mayor que 0,25 granos por cada 100 pies cúbicos normales de gas ($>$ de 0,25 granos/100 PCN). En este caso las condiciones normales están en el sistema británico de unidades. La cantidad señalada equivale a cuatro partes por millón, en base al volumen (4 ppm,V de H_2S). En el sistema británico de unidades este significa, que hay 4 lbmol de $\text{H}_2\text{S}/1 \times 10^6$ lbmol de mezcla. La GPSA, define a un gas ácido como aquel que posee más de 1,0 grano/100 PCN o 16 ppm,V de sulfuro de hidrógeno (H_2S). Si el gas está destinado para ser utilizado como combustible para rehervidores, calentadores de fuego directo o para motores de compresores puede aceptarse hasta 10 granos de $\text{H}_2\text{S}/100$ PCN.

La GPSA define la calidad de un gas para ser transportado como aquel que tiene igual o menos de 4 ppm, V de sulfuro de hidrógeno (≤ 4 ppm, V de H_2S y, menos o igual al tres por ciento molar de dióxido de carbono ($< 3\%$ de CO_2 , y además tiene que tener igual o menos a 7 libras de agua por cada millón de pies

cúbicos normales de gas (≤ 7 lb de H₂O/ MMPCN. Para cumplir con la norma el gas debe de ser deshidratado y/o endulzado [28].

GLP (gas licuado del petróleo). Es una mezcla de dos componentes del gas natural, propano y butanos, que a temperaturas ambientales y presión atmosférica se encuentran en estado gaseoso [1].

GNL (gas natural licuado). Está compuesto básicamente por metano, el cual se somete a procesos criogénicos para licuarlo y reducir su volumen para facilitar su transporte y alimentación [1].

GPM (riqueza). La riqueza del gas se mide por el contenido de componentes recuperables o los que son recuperados como productos líquidos y se expresa como [1]:

Gas muy rico C₂₊ > 5,0 GPM

Gas pobre C₂₊ < 2,5 GPM

Gas rico C₂₊ = 2,5 – 5,0 GPM

GPM = gal/1.000 pie³

Inyección de CO₂. El dióxido de carbono, que puede provenir de un reservorio natural de CO₂ (forma natural), del procesamiento del gas natural o de una planta que manufactura fertilizantes, es inyectado al reservorio a altas presiones [1].

LGN (líquidos del gas natural). Componentes que se pueden extraer del gas natural para mantenerlos en estado líquido en condiciones normales de presión y temperatura. Parte más pesada de la mezcla de hidrocarburo que al dividirse se conserva en estado líquido. Se dice del propano y de los componentes mas pesados [1].

Razón de reflujo. Lbmol de agua/lbmol de gas ácido, se refiere a los moles de agua que regresan al regenerador con respecto a los moles de gas ácido que salen del acumulador de reflujo [1].

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

En este capítulo se cubrieron todos los aspectos vinculados con la metodología aplicada, detallando de forma clara y precisa las características de la investigación, el tipo de investigación y las técnicas de recolección de datos que permitió el desarrollo del trabajo. Así como también, se presenta en forma detallada los hechos resaltantes que se desarrollaron a partir del proceso de análisis que se llevó a efecto con el fin de evaluar las diferentes opciones para el diseño de la planta piloto de inyección de CO₂.

Se analizó la data suministrada por el personal de la Gerencia de Proyectos Especiales y las condiciones de operación del sistema de transmisión del campo Santa Rosa, información que permitió disponer de las bases necesarias para la determinación de la infraestructura requerida por la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico.

3.1.- Consideraciones De Importancia

Con la información obtenida fue posible visualizar los procedimientos operacionales que se deberían seguir en las diferentes opciones, para el diseño de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico.

Con este fin se plantearon tres opciones de suministro de CO₂, tres alternativas de tecnología de endulzamiento y cinco casos para el diseño del módulo de endulzamiento, los cuales se estudiaron en conjunto con el caso planteado en la ingeniería conceptual del proyecto. El análisis de las opciones y los casos son la esencia del trabajo y constituyen la base del desarrollo de la tesis.

Las opciones visualizadas se analizaron en secuencia. Como resultado del estudio se seleccionaron las opciones y el caso más viable desde el punto de vista técnico, con los cuales se visualizó la infraestructura requerida y se realizó un estimado de costo clase V de la opción seleccionada.

3.2.- Tipo De Investigación

La investigación realizada es proyectiva debido a que intenta proponer una solución a una situación determinada. Implica explorar, describir, explicar y proponer una alternativa, efectuando una secuencia de operaciones que conducirán racionalmente a la obtención de la información necesaria para generar un conocimiento nuevo, propio, derivado del uso creativo de dicha información.

Según el grado de aplicabilidad, la investigación ejecutada es aplicada, ya que la planta piloto permitirá dar solución en mediano plazo al problema señalado [33,34].

3.3.- Recursos

Los medios utilizados para recolección y análisis de la información en el presente trabajo, se describirán a continuación:

3.3.1.- Humanos

Para el desarrollo del proyecto se contó con el apoyo del personal especializado de las organizaciones: Proyectos Especiales, Optimización de Infraestructura, Manejo de Gas, Proyecto AGLA, Proyecto Etano y Mantenimiento, conformado por ingenieros de: Petróleo, Mecánicos, Químicos, Civil, Técnicos en

gas y mantenimiento. Igualmente se contó con un asesor académico y un asesor industrial.

3.3.2.- Tecnológicos

Se dispuso de un equipo de oficina constituido por herramientas que permitieron transcribir y recopilar la información (micro-computador, con programas de computación bajo el ambiente Windows como Word, Excel, Power Point, simuladores: HYSYS, PIPEPHASE y GasNet, impresoras, escáner, fotocopidora).

3.4.- Procedimiento

A continuación se enumeran las actividades realizadas para el desarrollo de este proyecto:

3.4.1.- Revisión bibliográfica

Durante todo el desarrollo del proyecto se revisó continua y minuciosamente los fundamentos teóricos y prácticos concernientes al tema en estudio; para el caso específico del presente proyecto, necesarios para la visualización y conceptualización de la infraestructura requerida por la planta piloto. Es por esto que se revisó la información existente, desde la más actualizada hasta las bases fundamentales de su conceptualización. Las principales revisiones se efectuaron a los aspectos generales de gas natural, los procesos de endulzamiento, compresión y calentamiento. Estas informaciones se obtuvieron de:

Textos.

Trabajos técnicos.

Artículos.

Revistas.

Tesis de grado.

Manuales, etc.

3.4.2.- Entrevistas estructurada

Esta técnica se aplicó al personal de los departamentos involucrados. Ander-Egg (1982) dice respecto a la entrevista, lo siguiente: “tiene de común el que una persona (encuestador), solicita información a otra (informante o sujeto investigado), para obtener datos sobre un problema determinado”. Respecto a una entrevista focalizada dice: “En torno a ese problema se establece una lista de tópicos en los que se focalizada la entrevista, quedando ésta a la discreción del encuestador” (pp.101-102).

3.4.3.- El cuestionario por correo

Esta técnica se aplicó a especialistas, lo que permitió la recopilación de los datos e información sobre la infraestructura requerida por la planta de inyección cíclica de CO₂ supercrítico, destacando el procedimiento operacional (procesos de: endulzamiento, compresión, calentamiento, presiones y temperaturas de operación). Jacqueline Hurtado (2000) dice con relación al cuestionario, lo siguiente: “un

cuestionario es un instrumento que agrupa una serie de preguntas relativas a un evento, situación o temática particular, sobre el cual el investigador desea obtener información” p.469.

3.4.4.- La observación

La observación directa, se aplicó para la obtención de los datos de las instalaciones existente, capacidades de los equipos, tipo, tecnología, arreglo de equipos, etc. Para ello se realizó visitas al sitio y se recopiló los datos como presión, temperatura, etc. Adicionalmente se visualizó las posibles fuentes de suministro de CO₂ (caracterización del fluido, presión, temperatura, etc.), así como las condiciones de operación de los gasoductos disponibles para el proyecto.

3.4.5.- Metodología para el análisis de la información técnica

Con las condiciones requeridas para la inyección del CO₂ (presión, temperatura y pureza), se determinó la opción de suministro del CO₂, con la cual se procedió al diseño de la infraestructura necesaria. A continuación se detallan las bases y premisas de diseño, la descripción de los procesos de las opciones de suministro de CO₂ presentadas, los aspectos más relevantes de las opciones, el método de selección de la opción más viable técnicamente y la descripción del modelaje de la planta piloto:

3.4.5.1.- Bases y premisas de diseño

El primer paso para iniciar la visualización de una infraestructura, es fijar las bases y premisas que servirán de referencia, adicionalmente permite limitar el alcance del proyecto o investigación.

Para el diseño de la infraestructura asociada a la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico, se establecen las siguientes bases y premisas, las cuales se acordaron con la Gerencia Proyectos Especiales al inicio de las actividades de la visualización del proyecto.

3.4.5.2.- Capacidad del diseño

La capacidad del diseño de las instalaciones a definir para la presente investigación, consideró la necesidad de generar y acondicionar para la inyección cíclica un volumen gas ácido en estado supercrítico, en el orden de 84,9 – 113,3 Mmced (3 - 4 MMpced) con un contenido mínimo de un 94 por ciento molar de CO₂, correspondientes al requerimiento de inyección al pozo RM-25.

3.4.5.3.- Especificaciones del CO₂ en el cabezal del pozo

La Gerencia Proyectos Especiales suministró la especificación del volumen de CO₂ requerido en el cabezal del pozo RM - 25, basándose en ensayos de laboratorio que permitieron determinar las condiciones operacionales del fluido a inyectar, que garantice revaporizar el máximo volumen de condensado.

Especificaciones de la corriente de inyección:

Presión máxima de inyección: 17.338,2 kPa (2.500 psig).

Temperatura de inyección: 477,6 K (400 °F).

Caudal de inyección del CO₂: 84,9 a 113,3 Mmced (3 a 4 MMpced).

Pureza del CO₂: 94 a 100 por ciento molar.

Contenido de H₂S <100 ppm,v.

Contenido de Cl y N₂ < 4 por ciento molar.

Contenido de H₂O < 4 por ciento molar.

3.4.5.4.- Duración de cada ciclo

Inyección: 10 días.

Cierre (remojo): 15 días.

Producción: 20 días.

Número de ciclos por pozo: 6

La duración de la prueba será de 6 ciclos por 45 días cada uno, dando una duración total del proyecto de nueve meses aproximadamente.

3.4.5.5.- Seguridad

Se aplicó los criterios de seguridad dispuestos en PDVSA.

3.4.5.6.- Premisas generales

El proyecto consideró las siguientes premisas generales:

El dimensionamiento de los equipos según la normalización y prácticas de PDVSA.

Simplicidad operacional y accesibilidad para labores de mantenimiento.

Maximización en utilización de las facilidades existentes.

Flexibilidad para adaptarse a futuros proyectos.

Máxima seguridad de las operaciones.

3.4.5.7.- Sistema de unidades de medida

Los resultados se presentan en el sistema internacional y en una combinación de los sistemas métrico e inglés, por costumbre en el área de trabajo.

3.5.- Enumeración Y Descripción De Las Opciones De Suministro De Co2

Se consideró para todas las opciones los siguientes parámetros: presión, temperatura, flujo volumétrico de CO₂ a inyectar y producción del pozo establecidos en la base y premisas de diseño. En el anexo D se presenta el diagrama de flujo de proceso para cada opción.

3.5.1.- Opción N° 1: Suministro de CO₂ por proveedores

3.5.1.1.- Módulo de almacenamiento y gasificación

El CO₂ requerido para la inyección es suministrado por los proveedores en estado líquido y es almacenado en tanques, posteriormente se somete a un proceso de gasificación para luego pasar a la etapa de inyección.

3.5.1.2.- Módulo de inyección

Este módulo está conformado por el compresor y el calentador. El CO₂ proveniente del sistema de gasificación es succionado por un compresor reciprocante para elevar la presión de 142,7 a 18027 kPa (6 a 2.600 psig). Posteriormente se calentará el CO₂ hasta alcanzar la temperatura de 477,6 K (400 °F).

Con estas condiciones de presión y temperatura el CO₂ será inyectado al pozo RM-25 hasta completar el ciclo de inyección (10 días). Posteriormente el pozo entra en un proceso de remojo para producir un intercambio de calor en el yacimiento y empezar la etapa de producción.

3.5.1.3.- Módulo de producción

Este módulo está conformado por los procesos de separación, bombeo y la transferencia de los líquidos hacia la estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6). Una vez completado el tiempo de remojo se inicia la etapa de producción, la corriente multifásica del pozo es enviada a la estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6) hasta un separador de prueba para realizar el proceso de separación gas-crudo y contabilizar la producción de gas. Posteriormente el gas es medido e incorporado al sistema de recolección de la estación y el líquido es transferido a un tanque para su medición y posterior transferencia a la estación de flujo Santa Rosa 6 para su tratamiento.

3.5.2.- Opción N° 2: Extracción del CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa

3.5.2.1.- Módulo de endulzamiento

El flujo volumétrico de gas requerido para la extracción de 113,3 Mmced (4 MMpced) de CO₂, está en el orden de los 3,39 MMmced (120 MMpced) a 8.575,1 kPa (1.200 psig) y 320,65 K (117,5 °F). La corriente de gas se puede tomar de la producción del campo Santa Rosa, la cual se enviaría a una planta de endulzamiento donde se removerá el CO₂ que posteriormente es enviado a la etapa de inyección. El gas residual es incorporado al sistema de transmisión del campo Santa Rosa.

3.5.2.2.- Módulo de inyección

El CO₂ extraído en la planta de endulzamiento pasa al proceso de compresión para elevar la presión de 142,7 a 18.027 kPa (6 a 2.600 psig), con el fin de garantizar las 17.338,2 kPa (2.500 psig) en el cabezal del pozo. Posteriormente se calentará el CO₂ hasta alcanzar la temperatura de 477,6 K (400 °F) en el cabezal del pozo.

Con estas condiciones de presión y temperatura el CO₂ es inyectado al pozo RM 25 hasta completar el ciclo de inyección (10 días). Finalmente el pozo entra en un proceso de remojo y producción.

3.5.2.3.- Módulo de producción

En este modulo la filosofía de operación que se visualizo es igual al módulo de producción de la opción anterior.

3.5.3.- Opción N° 3: Considerando el CO₂ del gas de cola de proyecto en ejecución

En ésta opción se considera la corriente de CO₂ proveniente del gas de cola del proyecto Etano.

3.5.3.1.- Módulo de inyección

El CO₂ proveniente del gas de cola del proyecto Etano a nivel de 8.575,1 kPa (1.200 psig), pasa al proceso de compresión hasta alcanzar la presión necesaria que garantice 17.338,2 kPa (2.500 psig) en el cabezal del pozo. Seguidamente la corriente de CO₂ se somete a un proceso de calentamiento hasta elevar la temperatura al nivel que permita asegurar los 477,6 K (400 °F) en el cabezal del pozo.

Con éstas condiciones de presión y temperatura el CO₂ es inyectado al pozo RM-25 hasta completar el ciclo de inyección (10 días), luego el pozo entra en remojo y producción.

3.5.3.2.- Módulo de producción

El módulo de producción mantiene la filosofía de operación que se visualizo en las opciones anteriores.

3.6.- Evaluación De Las Opciones De Suministro De Co₂

3.6.1.- Suministro del CO₂ por proveedores

Se consulto la disponibilidad diaria de CO₂ a los proveedores nacionales (AGA, BOC Gases y PRAXAIR), obteniendo respuesta solamente la empresa

PRAXAIR, indicando la disponibilidad de producir 10 toneladas diarias adicionales para el proyecto, lo cual equivale a 5,7 Mmced (0,2 MMpced) de CO₂, existiendo un déficit con respecto al requerimiento de CO₂ para la prueba piloto de 190 toneladas diarias.

La capacidad de almacenamiento requerida para garantizar la operación durante los 15 días de inyección es de 3.000 toneladas y la capacidad de almacenamiento de los proveedores existente en Venezuela es de 220 toneladas incluyendo 140 toneladas disponibles en Colombia pertenecientes a PRAXAIR.

El suministro de CO₂ es en estado líquido a 1.825 kPa y 208,15 K (250 psig y -85 °F), en consecuencia se incurre en costos adicionales para el proceso de gasificación del CO₂. Adicionalmente el sistema es vulnerable a las eventualidades que puedan presentarse a nivel de transporte terrestre.

Para realizar el proceso de compresión se evaluó la posibilidad de alquiler de compresor, realizando la consulta a varias empresas especialistas (Halliburton, Schlumberger, Hanover, Universal, entre otras) sobre la disponibilidad del alquiler de un compresor con capacidad de comprimir una corriente de CO₂ en el rango de 84,9 a 113,3 Mmced (3 a 4 MMpced) con una pureza en el orden del 98 por ciento molar desde 142,7 kPa (6 psig) hasta aproximadamente 8.375 kPa (2.600 psig), manifestando las cinco empresas consultadas que el compresor requerido no está disponible.

3.6.1.1.- Ventaja

De existir la posibilidad de obtener todo el volumen de CO₂ requerido, no se requiere infraestructura para obtener el flujo volumétrico para el proyecto y permitiría decidir a mediano plazo la aplicabilidad de la masificación del proyecto.

3.6.1.2.- Desventajas

La producción de CO₂ a nivel nacional e internacional está comprometida con las empresas de producción de alimento, de hielo seco, etc.

Se incurre en costos adicionales para la gasificación del CO₂.

3.6.2.- Extracción de CO₂ del gas del campo Santa Rosa

Se realizó la consulta a diferentes empresas (CONARE, PROPAK, TECNA, entre otros) para el alquiler de los equipos mayores asociados a los módulos contemplados en el proyecto (endulzamiento, compresión y calentamiento). Dichas empresas no poseen disponibilidad de equipos para la aplicación específica, lo que implica la construcción de dicha planta bajo las premisas establecidas para el proyecto.

La empresa Venergy de Venezuela suministró una oferta para alquiler de los equipos mayores estableciendo un tiempo mínimo de alquiler por 24 meses.

3.6.2.1.- Ventajas

Suministro continuo y seguro de un flujo volumétrico de 113,3 Mmced (4 MMpced) de CO₂.

Decidir a mediano plazo la aplicabilidad de la masificación del proyecto. Compromiso de 8,49 MMmced (300 MMpced) de gas para el año 2013.

Experiencia operacional en la corporación.

3.6.2.2.- Desventajas

Procura de equipos mayores, ya que no existe disponibilidad en el mercado para su alquiler.

3.6.3.- Suministro de CO2 por proyectos en ejecución

Se requiere la puesta en marcha de las facilidades de endulzamiento a nivel de 8375 kPa (1.200 psig), contemplado en el proyecto Etano y las facilidades para el manejo y la compresión del CO2 por parte del proyecto AGLA, para disponer de los 113,3 Mmced (4 MMpced) de gas ácido (con un mínimo de 94 por ciento de CO2) requeridos en por la planta piloto.

3.6.3.1.- Ventajas

Suministro continuo y seguro de un flujo volumétrico de 113,3 Mmced (4 MMpced) de gas ácido (con un mínimo de 94 por ciento molar de CO2).

Menor requerimiento de infraestructura de superficie para la implementación de la prueba piloto, en consecuencia menor inversión.

3.6.3.2.- Desventajas

Desfase de los 8,49 MMmced (300 MMpced) de gas comprometidos para el año 2013, debido a la fecha establecida para el inicio del proyecto Etano.

3.7.- Selección De La Opción De Suministro De Co2

3.7.1 Evaluación de opciones

Las distintas opciones evaluadas para el diseño de la infraestructura requerida por la planta piloto para la inyección cíclica de CO₂ supercrítico en el pozo RM-25 del campo Santa Rosa, se analizaron de manera cualitativa desde el punto de vista técnico. Este análisis se realizó utilizando una matriz de evaluación que tomó en consideración los siguientes criterios de selección:

3.7.1.1.- Criterios de selección

Seguridad y ambiente. Considera el grado o el nivel de seguridad integral en las instalaciones, personal a terceros y al ambiente.

Flexibilidad operacional. Considera la estabilidad de la operación y adaptabilidad a condiciones variables. Facilidad de operar las instalaciones.

Mantenibilidad. Considera la facilidad y factibilidad de ejecución de actividades de mantenimiento, para incremento de confiabilidad operacional.

Confiabilidad. Está asociado a la continuidad de las operaciones, con menor requerimiento de mantenimiento e incidencia de fallas.

Constructibilidad. Está relacionado con la facilidad de implantación.

Disponibilidad del CO₂. Evalúa el suministro de CO₂ para cada opción, considerando que la entrega debe ser segura y continua.

Experticia operacional. Considera la práctica en la operación, mantenimiento y tecnología de la infraestructura.

Tiempo de ejecución. Define el tiempo de implantación de la obra durante las fases de ingeniería de detalles, procura y construcción.

Dependencia de otros proyectos en ejecución. Considera el tiempo de culminación de otros proyectos.

3.7.1.2.- Procedimiento para la evaluación

Se asignó una escala de medición para comparar cada parámetro entre sí y obtener el peso ponderado de cada uno.

La escala de medición utilizada en grado de importancia es la siguiente:

Alta	4 puntos
Mediano	3 puntos
Baja	2 puntos
Ningún	1 punto

Para obtener el peso ponderado de cada parámetro, al finalizar la comparación de los parámetros entre sí, se suman todos los valores correspondientes al mismo parámetro y este es el resultado de la ponderación (fig. 3.1). Posteriormente estos valores son llevados a una escala del 1 al 10, donde 1 es el parámetro que obtuvo menor puntuación y 10 el de mayor puntuación.

Se realizó una evaluación en forma objetiva de cada opción con respecto a cada uno de los parámetros establecidos, utilizando la siguiente escala de evaluación:

No apropiado	(1)
Medianamente apropiado	(2)
Bueno	(3)
Muy bueno	(4)
Excelente	(5)

Luego se procedió a calcular la calificación alcanzada por cada opción. Esta calificación resulta de la sumatoria de la multiplicación del valor en la escala de evaluación dado a cada opción (del 1 al 5) para cada parámetro por el peso ponderado (del 1 al 10).

$$\text{Calificación Total} = \sum P \times EE$$

Donde, P= Peso (1 al 10)

EE = valor en la escala de evaluación (1. no apropiado, 2. medianamente apropiado, 3. bueno, 4. muy bueno y 5. excelente). Finalmente se selecciona la opción que resulte con mayor puntuación.

3.7.1.3.- Construcción de la matriz de evaluación

Con base en el procedimiento explicado en el punto anterior se construyó la matriz de evaluación para las opciones consideradas para el proyecto. La fig. 3.1 corresponde a la matriz de evaluación técnica realizada.

De acuerdo a la matriz se visualizó que la opción que presenta mayor puntaje es la opción N° 2 “Extracción de CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa” con 143 puntos seguida de la opción N° 3 “Suministro del CO₂ del gas de cola de proyectos en ejecución” con 137 puntos. La planta piloto se visualizará con la opción N° 2 motivada que el criterio de selección con mayor peso en estos momentos es el de disponibilidad de CO₂, por la necesidad de obtener los resultados de la prueba piloto con el fin de decidir la aplicabilidad de la masificación del proyecto, la cual aportaría un volumen de 8,49 MMmced (300 MMpced) a la producción de Distrito Gas Anaco.

MATRIZ DE EVALUACION DE OPCIONES												
PROYECTO:		OPCIONES PARA OBTENER EL CO ₂ REQUERIDO POR LA PLANTA PILOTO					RESPONSABLE					
CRITERIOS DE EVALUACION												
A	Seguridad y Ambiente	4A	4A									
B	Flexibilidad operacional	3B	3B	3A	3A							
C	Mantenibilidad	3C	2C	2B	3F	3A	3A					
D	Confiabilidad	2D	3F	3F	2C	3B	2B	3A	2A			
E	Constructibilidad	3F	2E	2D	2H	2I	3B					
F	Disponibilidad del CO ₂	3F	2E	2D	2D	2I						
G	Experticia Operacional	2G	3F	3I								
H	Tiempo de Ejecución	2I	2I									
I	Dependencia de Otros Proyectos en Ejecución											
		I	H	G	F	E	D	C	B	A		
MATRIZ DE OPCIONES		RESULTADO DE LA PONDERACION										
		PESO	1	AL	10							
											TOTAL	
1	Opcción N° 1: Suministro del CO ₂ por proveedores	5	3	3	1	3	2	3	3	6	10	91
		20	3	3	8	6	6	9	6	30		
2	Opcción N° 2: Extracción de CO ₂ de la corriente de gas	5	3	3	4	3	4	3	3	4		143
		20	3	3	32	6	12	9	18	40		
3	Opcción N° 3: CO ₂ producto del gas de cola de proyecto AGLA o JOSE 250	1	2	3	4	4	4	4	4	4		137
		4	2	3	32	8	12	12	24	40		
OPCIONES:		1 NO APROPIADO 2 SUFICIENTE 3 BUENO 4 MUY BUENO 5 EXCELENTE										
OBSERVACIÓN: Las opciones seleccionadas técnicamente, son las que están sobre 75 puntos ponderados												

Figura 3.1 Matriz de evaluación técnica de las opciones de suministro.

3.8.- Selección De La Ubicación Geográfica De La Planta Piloto De Inyección De Co2 Supercrítico

3.8.1.- Ubicación del sitio

El campo Santa Rosa, perteneciente al Área Mayor de Anaco (AMA) y que abarca un área de 208 km², se encuentra ubicado en la Cuenca Oriental de Venezuela, Sub-Cuenca de Maturín, aproximadamente a diez kilómetros al Noreste de la población de Anaco, perteneciente al estado Anzoátegui en Venezuela. El campo Santa Rosa forma parte del Area Mayor de Anaco y es uno de los principales campos que posee más reservas remanentes. Su columna estratigráfica posee un espesor aproximado de 10.000 pies, y está distribuida entre 150 arenas de hidrocarburo, las cuales se caracterizan por ser productoras de crudos parafinosos y condensados que presentan relativamente pequeñas diferencias laterales o verticales en gravedad API. Las arenas del miembro verde se caracterizan por la presencia de lutitas de color gris oscuro, areniscas y lutitas interlaminadas y areniscas de grano fino a medio, alcanzando un espesor promedio de 1.150 pies.

Las instalaciones estarán ubicadas específicamente en las adyacencias del área corralito Santa Rosa, pozo RM-25 y estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6). Las coordenadas geográficas y la elevación media sobre el nivel del mar se presentan en la tabla 3.1. En el anexo E se presenta el plano preliminar de implantación de áreas para evaluación del sitio [36].

Tabla 3.1 Elevación y coordenadas geográficas (UTM) [36]

Elevación y Coordenadas Geográficas (UTM)		
Módulo	Este	Norte
Endulzamiento	347.282,74	1.047.225,42
Compresión	347.302,74	1.047.254,87
Pozo RM-25	340.214,00	1.051.342,99

Área corralito

El área aproximada que se dispone para el posible sitio de implantación del modulo de endulzamiento y la unidad de compresión es de 55 x 60 m (3.300 m²) y está ubicada en las cercanías de la planta compresora Santa Rosa II (estación de válvula corralito), ver figs. 3.2, 3.3 y 3.4.

La topografía presente en el área es relativamente plana teniendo una pendiente aproximada de 1,5% y la escorrentía de las aguas de lluvia es por la pendiente natural del terreno.

En las adyacencias de este sector, se encuentran todos los servicios requeridos para la implantación futura de los equipos, como lo son agua de servicios, energía eléctrica, gas combustible y aire para instrumentos [36].



Figura 3.2 Área corralito-A[36]



Figura 3.3 Área corralito-B[36]

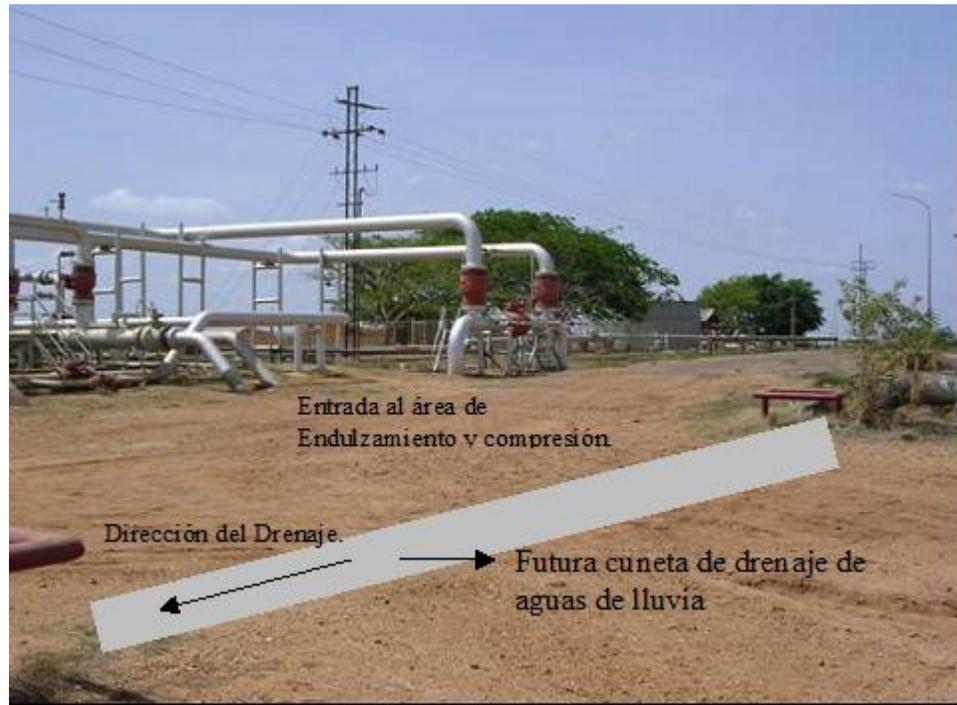


Figura 3.4 Área corralito-B[36]

Área pozo RM-25

El área aproximada del posible sitio para el calentador es de 10 x 10 m (100 m²) en el área del pozo RM-25 (fig. 3.5).

El pozo posee el acceso vial en granzón natural y la esorrentía de las aguas de lluvia, es por la pendiente natural del terreno. No hay ningún suministro de servicio para los posibles equipos a implantar en esta área[36].



Figura 3.5 Área pozo RM-25[36]

Área estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6)

En la estación Santa Rosa VI (SREF-6) se dispondrá de un tanque de almacenamiento (existente) y un separador bifásico. No se requiere instalación de bombas de transferencia de crudo ya que el desalojo del mismo se hará a través de vacuum (fig. 3.6) [36].



Figura 3.6 Área separación y almacenamiento [36]

3.9.- Selección De La Tecnología De Endulzamiento

En la selección de la tecnología de endulzamiento, se consideraron los siguientes aspectos:

Tecnologías que sean aplicables para las condiciones (presión, temperatura, contenido de CO₂) del gas de alimentación.

Tecnologías que permitan obtener las condiciones de salida especificadas en las bases de diseño.

Tecnologías con mayor selectividad al CO₂.

3.9.1.- Alternativas de endulzamiento a evaluar

Alternativa N°1: absorción con solvente químico (Alcanolamina).

Alternativa N°2: absorción con solvente químico (Solución K₂CO₃).

Alternativa N°3: procesos con membranas.

3.9.2.- Metodología de evaluación

Durante la evaluación técnica de las alternativas se analizaron una serie de parámetros a los cuales se les asignó pesos ponderados con la finalidad de obtener un puntaje total que permita establecer cuál de las alternativas cubre los requerimientos.

A continuación se señala la metodología ejecutada para obtener la matriz de evaluación de las alternativas planteadas anteriormente:

Definición de los parámetros de evaluación en base a los aspectos más resaltantes.

Asignación de ponderación a los parámetros de evaluación comparándolas entre ellas en una escala de importancia de tal forma de minimizar la subjetividad en la matriz de evaluación.

Se estableció una escala de evaluación para definir el comportamiento de cada alternativa respecto al parámetro de evaluación analizado.

Evaluación parcial en cada alternativa con respecto al parámetro analizado. Esta se obtuvo al multiplicar el peso asignado a cada parámetro, por la calificación alcanzada dentro de la escala de medición.

Selección de la mejor alternativa (seleccionando la que obtenga mayor puntuación).

Los parámetros considerados para la evaluación de las alternativas planteadas son los siguientes:

A.) Condiciones de CO₂ a ser inyectado al pozo

Presión y temperatura.

Pureza del CO₂.

Contenido de otros contaminantes.

Contenido de H₂O.

B.) Presencia de proveedores o representantes nacionales

Si el fabricante tiene representantes y talleres especializados locales o nacionales.

Tiempo de respuesta en asistencia técnica.

Apoyo en el pre-arranque y arranque de la planta.

C.) Facilidades en el control del proceso

Rango de medición para todas las variables involucradas.

Confiabilidad de la tecnología aplicada.

Precisión en la medición.

D.) Constructibilidad

Grado de complejidad de la instalación.

Disponibilidad de espacio.

E.) Flexibilidad

Rango de trabajo de la tecnología

F.) Impacto ambiental

Degradación del ambiente

G.) Requerimientos de servicios industriales

Electricidad, etc.

H.) Experiencia operacional y mantenimiento

Complejidad de operación.

Complejidad del mantenimiento.

Frecuencia de mantenimiento.

Experiencia operacional de la tecnología.

I.) Seguridad industrial

Seguridad de las instalaciones.

Resguardo del personal.

Para la asignación de los pesos a cada uno de los parámetros a evaluar, se procedió como se indicó en el procedimiento para la evaluación de las alternativas de suministro del CO₂, explicado en la sección 3.7.1.2 [36].

A continuación se presenta la matriz de evaluación técnica generada para la selección de la tecnología de endulzamiento (fig. 3.7).

Matriz de Evaluación Técnica												
PROYECTO:		PLANTA PILOTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE CO ₂ SUPERCRÍTICO										
CRITERIOS DE EVALUACION		GRADOS DE IMPORTANCIA										
A	Condiciones de CO ₂ a ser inyectado al pozo	4A									4 Alto	3 Mediano
B	Presencia de proveedores o representantes nacionales	3C	3A	3A							2 Bajo	1 Ninguno
C	Facilidades en el control del proceso		3D	3E	3E	3F						
D	Constructibilidad		3E	3E	4F	4F	2B	3A				
E	Flexibilidad			4F	4F	3C	3H	3H	4I			
F	Impacto ambiental			4F	3D	3H	3H	4I	4I			
G	Requerimientos de servicios industriales			4F	3H	4I						
H	Experiencia operacional y mantenimiento			2G	4I	3F						
I	Seguridad industrial			4I								
		I	H	G	F	E	D	C	B	A		
MATRIZ DE OPCIONES		RESULTADO DE LA PONDERACION										
		Peso 1 al 10										
		9,33	4,66	0,67	10	5	2	3	0,67	4,33	Total	
1	Alternativa N°1: Absorción con solvente químico (Alcanolamina)	5	5	4	4	5	4	4	4	5		
		46,65	23,3	2,68	40	25	8	12	2,68	21,65	181,96	
2	Alternativa N°2: Absorción con solvente químico (Solución K ₂ CO ₃)	5	4	4	4	4	5	4	5	5		
		46,65	18,64	2,68	40	20	10	12	3,35	21,65	174,97	
3	Alternativa N°3: Procesos con membranas	5	5	4	4	4	4	4	4	5		
		46,65	23,3	2,68	40	20	8	12	2,68	21,65	176,96	
CASOS:		1 NO APROPIADO 2 SUFICIENTE 3 BUENO 4 MUY BUENO 5 EXCELENTE										

Figura 3.7 Matriz de evaluación técnica de las alternativas de tecnología de endulzamiento.

Como resultado obtuvo el primer lugar, la alternativa N°1: “Absorción con solvente químico (alcaloamina)”, resultó ser la opción más favorable técnicamente, con 181,96 puntos. Entre las aminas disponibles en el mercado se escogió la amina metildietanolamina activada (MDEA⁺) para el proceso de endulzamiento, ya que se estima que es una combinación de MDEA (metildietanolamina) al 80 por ciento con DEA (dietanolamina) al 20 por ciento y a la cual se le agrega aditivos (inhibidores, antiespumantes y anticorrosivos) que perfeccionan la calidad del solvente.

3.10.- Diseño De La Infraestructura Requerida Por La Planta Piloto

Una vez seleccionada la opción N°: 2 “Extracción del CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa”. La cual considera la construcción de un módulo de endulzamiento, un compresor y facilidades para el manejo de las corrientes de gas ácido (alto contenido de CO₂) y gas residual, surgió la necesidad de plantear las siguientes bases y premisas de diseño de la infraestructura asociada:

Tabla 3.2 Bases y premisas de diseño

Parámetros			
Duración de la Inyección	20 días	Temperatura de Inyección Máxima. (°F)	400
Duración del Remojo	15 días	Caudal de Inyección de CO ₂ (MMPCED)	3 a 4
Número de Ciclos Estimados	6	Pureza del CO ₂ (% molar)	94 a 100
Duración de la Prueba	6 ciclos x 75 días c/u= 15 meses aprox.	Contenido de H ₂ S (ppm, vol)	<100
Duración del pozo en Producción	40 días	Contenido de Cl y N ₂ (% molar)	< 4
Presión Máxima de Inyección (psig)	2500	Contenido de Agua (% molar)	< 4

3.10.1.- Condiciones climáticas del campo Santa Rosa

Temperatura mínima absoluta: 288,15 K (59 °F).

Temperatura máxima absoluta: 315,37 K (108 °F).

Temperatura mínima promedio: 290,93 K (64 °F).

Temperatura máxima promedio: 307 K (93 °F).

Temperatura promedio: 300,9 K (82 °F).

Humedad relativa mínima: 13.

Humedad relativa máxima: 100.

Humedad relativa promedio: 84.

Pluviosidad media: 1200 mm/año.

Pluviosidad máxima: 1600 mm/año.

Velocidad del viento promedio: 3,6 m/s (13 km/h).

Dirección del viento: NE.

3.10.2.- Procesos

Para el diseño de los equipos, prevalecen las propiedades y características de los gases producidos en el campo Santa Rosa.

Con la capacidad de separación disponible en la estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6), se manejara la producción esperada (7 MMPCED y 16 BND) del pozo RM-25.

Se utilizará las facilidades de interconexión en la estación de válvula del corralito de Santa Rosa, para la alimentación del módulo de endulzamiento y retorno del gas residual.

La composición del gas de alimentación al módulo de endulzamiento, será el resultado de la mezcla de los gases de los campos: Santa Rosa, la Ceiba, Quiamare y Tacata a nivel de 8.375 kPa (1.200 psig). Dichas corrientes del campo Santa Rosa se mezclarán en la estación de válvula conocida como el corralito Santa Rosa y los gases de los campos La Ceiba, Quiamare y Tacata se mezclan antes de ser transferidos por el gasoducto La Ceiba – Santa Rosa II.

Las características físico-químicas principales, así como la caracterización de las corrientes de gas asociadas al área de corralito Santa Rosa y al gasoducto La Ceiba – Santa Rosa II, se indican en las tablas 3.2 hasta la 3.6.

Tabla 3.3 Características del gas del área corralito Santa Rosa

Temperatura K (°F)	322 (120)
Presión kPa (psig)	8.375 (1.200)
Flujo MMmced [MMpced]	19,5 (690)
Peso molecular	21,54
Factor de compresibilidad (Z)	0,8

Tabla 3.4 Composición del gas del área corralito Santa Rosa

COMPONENTE	% másico	% molar
H2O	0,0011	0,0014
Nitrogeno	0,0026	0,0020
CO2	0,1096	0,0537
H2S	0,0000	0,0000
Metano	0,5878	0,7893
Etano	0,1109	0,0795
Propano	0,0882	0,0431
i-Butano	0,0261	0,0097
n-Butano	0,0198	0,0073
i-Pentano	0,0156	0,0047
n-Pentano	0,0098	0,0029

Continuación. Tabla 3.4 Composición del gas del área corralito Santa Rosa

COMPONENTE	% másico	% molar
n-Hexano	0,0149	0,0037
Benzeno	0,0010	0,0003
n-Heptano	0,0047	0,0010
Tolueno	0,0016	0,0004
n-Octano	0,0031	0,0006
E-Benzeno	0,0002	0,0000
m-Xylene	0,0009	0,0002
n-Nonano	0,0014	0,0002
n-Decano	0,0006	0,0001
TOTAL	1,0000	1,0000

Tabla 3.5 Características del gas del gasoducto la Ceiba - Santa Rosa II

Temperature K (°F)	305,4 (90)
Pressure kPa (psig)	8375 (1200)
Volumen MMmced [MMpced]	1,1 (40)
Peso molecular	21,62
Factor de compresibilidad (Z)	0,74

Tabla 3.6 Composición gas del gasoducto la Ceiba - Santa Rosa II

COMPONENTE	% másico	% molar
H2O	0,0000	0,0000
Nitrogeno	0,0035	0,0027
CO2	0,0786	0,0386
H2S	0,0000	0,0000
Metano	0,5812	0,7832
Etano	0,1178	0,0847
Propano	0,1105	0,0542
i-Butano	0,0345	0,0128
n-Butano	0,0373	0,0139
i-Pentano	0,0141	0,0042
n-Pentano	0,0086	0,0026
n-Hexano	0,0062	0,0016
Benzeno	0,0000	0,0000
n-Heptano	0,0045	0,0010
Tolueno	0,0000	0,0000
n-Octano	0,0029	0,0006

E-Benzeno	0,0000	0,0000
m-Xyleno	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0002	0,0000
TOTAL	1,0000	1,0000

Tabla 3.7 Caracterización de la mezcla de gas del corralito Sta. Rosa y La Ceiba (saturada).

Temperatura K (°F)	320,7 (117,5)
Presión kPa (psig)	8.375 (1.200)
Flujo MMmced [MMpced]	3,39 (120)
Peso molecular	21,55
Factor de compresibilidad (Z)	0,796

Tabla 3.8 Composición de la mezcla de gas del corralito Sta. Rosa y La Ceiba (saturada)

COMPONENTE	% másico	% molar
H2O	0,0015	0,0018
Nitrogeno	0,0026	0,0020
CO2	0,1079	0,0528
H2S	0,0000	0,0000
Metano	0,5872	0,7885
Etano	0,1113	0,0797
Propano	0,0894	0,0437
i-Butano	0,0266	0,0098
n-Butano	0,0207	0,0077

i-Pentano	0,0155	0,0046
n-Pentano	0,0097	0,0029
n-Hexano	0,0145	0,0036

Tabla 3.8 Composición de la mezcla de gas del corralito Sta. Rosa y La Ceiba (saturada)

COMPONENTE	% másico	% molar
Benzeno	0,0009	0,0002
n-Heptano	0,0047	0,0010
Tolueno	0,0015	0,0003
n-Octano	0,0031	0,0006
E-Benzene	0,0002	0,0000
m-Xyleno	0,0009	0,0002
n-Nonano	0,0013	0,0002
n-Decano	0,0005	0,0001
n-C11	0,0001	0,0000

La presión de entrada al módulo de endulzamiento estará regida por la presión operacional en la estación de válvula Corralito de Santa Rosa.

3.10.3.- Electricidad

Se asume disponibilidad en la fuente de suministro eléctrico del complejo Santa Rosa.

3.10.4.- Criterios de diseño de tuberías de proceso.

La velocidad máxima en cabezales no deberá exceder la velocidad de erosión, estimada según la siguiente ecuación:

$$V_e = \frac{C}{\sqrt{\rho}}$$

Donde:

V_e = velocidad erosional del fluido (pie/s).

C = constante empírica (100 para servicio continuo y 125 para servicio no continuo).

ρ = densidad de la mezcla gas/líquido a la presión y temperatura de operación (lb/pie³).

La caída de presión recomendada para gas en tuberías se muestra en la tabla 3.8 y se tomó de las tablas descritas en el manual de diseño “cálculo hidráulico de tuberías” PDVSA N° LTP 1.5 y la guía dimensionamiento de tuberías de proceso PDVSA N° 90616.1024.

Tabla 3.9 Caídas de presión recomendadas para gas y vapor

Rango de presiones	Caída de presión máxima (psi) / 100 pie
$P > 500$	2,0
$200 < P < 500$	1,5
$150 < P < 200$	0,6
$50 < P < 150$	0,3
$0 < P < 50$	0,15

3.10.5.- Metodología para la evaluación hidráulica de las líneas de transferencias

Se efectuaron visitas al área operacional donde se realizó el levantamiento de la distancia desde el corralito de Santa Rosa hasta el pozo RM-25, con el objeto de determinar los diámetros de la tubería de transferencia del gas de alimentación desde el corralito del campo Santa Rosa hasta el módulo de endulzamiento, la tubería de transferencia del gas residual desde el módulo de endulzamiento hasta el cabezal de recolección y la línea de transferencia del gas ácido (con alto contenido de CO₂) hacia el pozo RM-25.

Se realizaron sensibilidades de diámetro hasta obtener las condiciones de operación dentro de los rangos establecidos en las Normas de PDVSA. Es decir, con base en los resultados obtenidos con el simulador PIPEPHASE, se determinó los diámetros que permiten velocidades del gas y caídas de presión dentro del rango establecido en las Normas “Dimensionamiento de tuberías de proceso” PDVSA N° 90616.1024 y “Cálculo hidráulico de tuberías” PDVSA N° LTP 1.5. En la tabla N° 4.9 se presentan los resultados obtenidos.

3.11.- Cálculo de parámetros para el diseño del módulo de endulzamiento

1.) Se establecen los parámetros de proceso para la amina seleccionada (MDEA) (ver sección 3.9.2) que se emplearan para el diseño del modulo de endulzamiento de acuerdo a las siguientes tablas:

Tabla 3.10. Concentración de la solución y cantidad de gas ácido removido [29]

SOLUCIÓN DE AMINA	CONCENTRACIÓN (% p/p)	GAS ÁCIDO REMOVIDO	
		pie ³ /gal	m ³ /litro
MEA	2,5 N 15 – 20 %	3 – 4	0,02 – 0,03
DEA	2,5 N 20 – 30 %	3 – 4	0,02 – 0,03
DGA	6,0 N 50 – 70 %	5 – 6	0,04 – 0,05
SULFINOL	Híbrido 50 – 70 %	5 – 6	0,04 – 0,05
MDEA+	3,4 N 45 – 55 %	3,850	0,029

Tabla 3.11. Parámetros utilizados para el diseño recomendados por la GPSA [37]

PÁRAMETROS EVALUADOS	MDEA
Gas ácido absorbido/volumen de amina (PCN/gal)	3 – 7,5
Gas ácido absorbido/mol de amina (mol/mol)	0,2 – 0,80
Moles de gas ácido residual presente en la solución/mol de amina pobre (mol/mol)	0,005 – 0,01
Gas ácido en la solución rica/mol de solución rica (mol/mol)	0,2 – 0,81
Concentración de la solución amina-agua en % en peso de amina.	40 - 50
Carga de calor del rehervidor (Btu/gal de solución pobre)	800 - 900
Temperatura promedio en el rehervidor (°F)	230 - 270

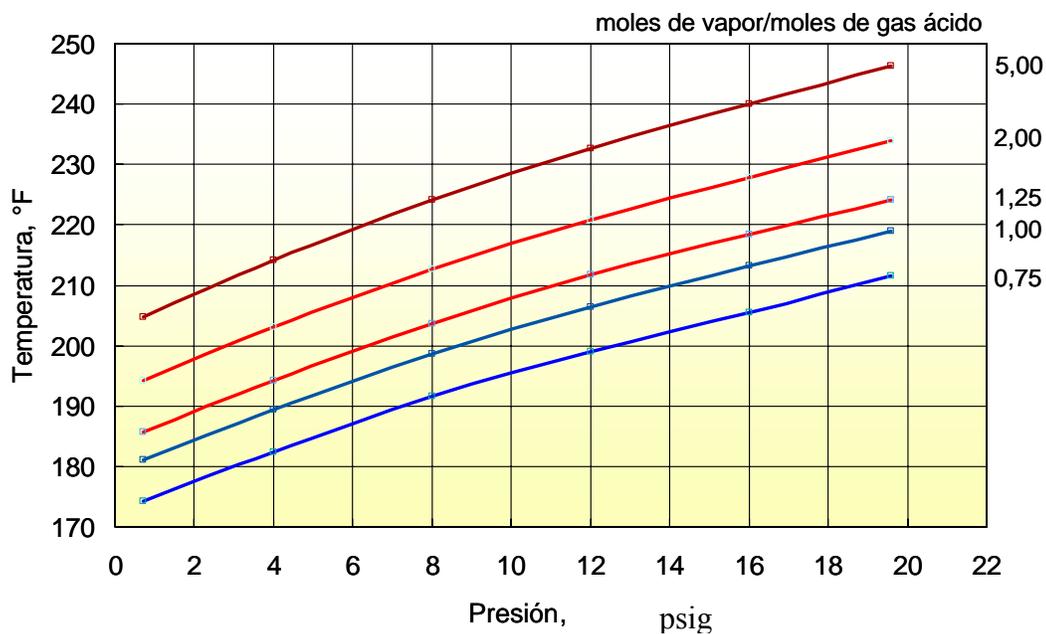


Figura 3.8 Relación de reflujo vs. P y T en la sección del tope del regenerador [29]

Asumiendo:

Un valor de 3,4 lbmol MDEA/mol de gas ácido (tabla 3.10).

Concentración de 50 % p/p amina y agua (tablas 3.10 y 3.11).

Concentración de gas ácido en la amina pobre de 0,005 moles de gas (tabla 3.11).

Se requiere calcular:

Moles de gas en el sistema (n_t):

$$n_t = \frac{\text{volumen}}{379,495 \text{ pie}^3 / \text{lbmol} \times \text{tiempo}} = \quad (3.1)$$

$$n_t = \frac{120 \times 10^6 \text{ pie}^3}{379,495 \text{ pie}^3 / \text{lbmol} \times 24 \text{ h}} = 13.175,2 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 5.961,6 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Moles de gas ácido presente en el gas de alimentación.

Considerando el porcentaje de CO₂ presente en la mezcla de los gases del campo Santa Rosa (tabla 3.7) y suponiendo 3 ppm,v de H₂S.

$$n_{\text{Componente}} = n_t \times Y_{\text{componente}} = \quad (3.2)$$

Sustituyendo se tiene:

$$n_{CO_2} = 13.175,2 \times 0,0528 = 695,65 \frac{\text{lbmol CO}_2}{h} = 314,8 \frac{\text{kgmol CO}_2}{h}$$

$$n_{H_2S} = 13.175,2 \times 3 \times 10^{-6} = 0,0395 \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{h} = 1,8 \times 10^{-2} \frac{\text{kgmol H}_2\text{S}}{h}$$

Donde los moles totales de gas ácido es la sumatoria de n_{CO_2} y n_{H_2S}

$$n_{t \text{ gas ácido}} = 695,65 \frac{\text{lbmol CO}_2}{h} + 0,0395 \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{h} = 695,5 \frac{\text{lbmol}}{h} = 314,7 \frac{\text{kgmol}}{h}$$

Moles de gas ácido a ser removido:

Tomando en cuenta el requerimiento de 113,3 Mmced (4 MMpced) de gas ácido en el rango de 94 a 100 por ciento molar CO₂, y asumiendo una remoción del 100 por ciento molar, entonces:

$$n_{\text{removido CO}_2} = \frac{4 \times 10^6 \text{ pie}^3}{379,495 \text{ pie}^3 / \text{lbmol} \times 24h} = 439,18 \frac{\text{lbmol CO}_2}{h} = 198,7 \frac{\text{kgmol CO}_2}{h}$$

Luego:

Los moles de gas ácido a ser removido (n_{tr}), sería la sumatoria de los moles de CO₂ + H₂S.

$$n_{tr} = 439,18 + 0,0395 = 439,2195 \frac{\text{lbmol}}{h} = 199,2 \frac{\text{kgmol}}{h}$$

Composición de amina pobre en la entrada del absorbedor.

Para MDEA se tiene (tablas 3.10 y 3.11):

$$n_{\text{Componente}} = n_{\text{removido del componente}} \times 0,005 \times 3,4 = \quad (3.3)$$

$$n_{MDEA} = n_{tr} \times 3,4 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{lbmol gas ácido}} = \quad (3.4)$$

Sustituyendo se tiene:

$$n_{CO_2} = 439,18 \times 0,005 \times 3,4 = 7,466 \frac{\text{lbmol CO}_2}{\text{h}} = 3,38 \frac{\text{kgmol CO}_2}{\text{h}}$$

$$n_{H_2S} = 0,0395 \times 0,005 \times 3,4 = 0,0005 \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{h}} = 0,00025 \frac{\text{kgmol H}_2\text{S}}{\text{h}}$$

$$n_{MDEA} = 439,21 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times 3,4 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{lbmol gas ácido}} =$$

$$= 1493,32 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{h}} = 675,7 \frac{\text{kgmol MDEA}}{\text{h}}$$

$$\bullet \quad w_{MDEA} = n_{MDEA} \times PM_{MDEA} = \quad (3.5)$$

$$\bullet \quad w_{MDEA} = 1493,32 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{h}} \times 119,16 \frac{\text{lb MDEA}}{\text{lbmol MDEA}} =$$

$$\dot{w}_{MDEA} = 177.944,49 \frac{\text{lb MDEA}}{\text{h}} = 80518 \frac{\text{kg MDEA}}{\text{h}}$$

Para (% p/p) por cada lbMDEA se debe tener una lbH₂O

Como se está trabajando con un 50 % p/p, entonces:

$$\dot{w}_{H_2O} = \dot{w}_{MDEA} = 177.944,49 \frac{\text{lb MDEA}}{\text{h}}$$

Donde:

$$\dot{w}_{H_2O} = n_{H_2O} \times PM_{H_2O} \quad (3.6)$$

Entonces:

$$n_{H_2O} = \frac{\dot{w}_{H_2O}}{PM_{H_2O}} \quad (3.7)$$

Sustituyendo se tiene:

$$n_{H_2O} = \frac{177.944,49 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}}{18,015 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O}}} = 9.878 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}} = 4.469,5 \frac{\text{kgmol H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

Tabla 3.12. Estimación de la composición de la solución que entra al absorbedor.

Componente	Lbmol/hora	Fracción molar
H ₂ O	9.878	0,868101
MDEA	1.493	0,131242
CO ₂	7,47	6,5616x10 ⁻⁴
H ₂ S	0,000549	4,824947x10 ⁻⁸
Total	11.378,4	1

Tasa de circulación de la solución de MDEA- Agua

Primeramente se calcula la tasa másica y la tasa volumétrica

Donde:

$$w_{MDEA} = \frac{\text{moles de gas ácido a remover} \times 3,4 \times PM_{MDEA}}{0,5} \quad (3.8)$$

$$w_{MDEA} = \frac{439,2129 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times 3,4 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{lbmol gas ácido}} \times 119,16 \frac{\text{lbmol MDEA}}{\text{lbmol MDEA}}}{0,5}$$

$$w_{MDEA} = 355.888,9 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 161.035,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$q_{sol} = \frac{\text{tasa másica de solución de MDEA}}{\text{densidad solución} \times 3.600 \text{ s}} \quad (3.9)$$

$$q_{sol} = \frac{355.889 \text{ lb MDEA/h}}{64,553 \text{ lb/ pie}^3 \times 3.600 \text{ s}} = 1,5 \text{ pie}^3/\text{s} = 0,0434 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luego se tiene:

Tasa de circulación de la MDEA (t)

$$t = q_{sol} \times \frac{7,480520 \text{ gal}}{1 \text{ pie}^3} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \quad (3.10)$$

$$t = 1,53 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} \times \frac{7,5 \text{ gal}}{1 \text{ pie}^3} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} =$$

$$t = 687,35 \text{ gpm} = 156,11 \text{ m}^3/\text{h}$$

Carga calorífica del rehervidor

Asumiendo:

Incremento de temperatura de la solución en el rehervidor

$$200^\circ\text{F} \longrightarrow 250^\circ\text{F}$$

$$\dot{Q} = \dot{w}_{MDEA} \times c_p \times \Delta T \quad (3.11)$$

$$\dot{Q} = 177.944 \frac{\text{lb MDEA}}{\text{h}} \times 0,94 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (250^\circ\text{F} - 200^\circ\text{F}) = 8.363.391 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 8.823.845 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Solución que sale del absorbedor y entra al regenerador.

El CO₂ que contiene la solución es igual al que mantiene al salir del regenerador más el que retira del gas ácido.

Tabla 3.13. Estimación de la composición de la solución que entra al regenerador

Componente	lbmol/hora	Fracción molar
H ₂ O	9.877,57	0,835840
MDEA	1.493,32	0,126365
CO ₂	446,64	3,779518x10 ⁻²
H ₂ S	0,000549	4,645635x10 ⁻⁸
Total	11.817,54	1

Valor aproximado de la fracción molar del CO₂ en el tope de la torre de regeneración (CO₂ + vapor de H₂O)

$$y_{CO_2} = \frac{439,180 \text{ lbmol CO}_2/\text{h}}{(446,646 + 439,180) \text{ lbmol CO}_2/\text{h}} = 0,4958 \quad (3.12)$$

Moles de vapor que dejan la torre

$$\frac{439,180 \text{ lbmol CO}_2/\text{h}}{0,4958} = 885,801 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 400,8 \frac{\text{kgmol}}{\text{k}}$$

Moles de agua que se vaporizan

$$n_{\text{H}_2\text{O vaporizan}} = 885,80(1 - 0,4958) = 446,62036 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 202,09 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Calor de vaporización de agua

$$Q_{v_{\text{H}_2\text{O}}} = 446,62 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}} \times 970,18 \frac{\text{Btu}}{\text{lb H}_2\text{O}} \times 18,015 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O}} = \quad (3.13)$$

$$Q_{v_{\text{H}_2\text{O}}} = 7.805.938,06 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 8.235.701 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Calor de reacción del CO2

$$Q_{R_{\text{CO}_2}} = 446,64 \frac{\text{lbmol CO}_2}{\text{h}} \times 790 \frac{\text{Btu}}{\text{lb CO}_2} \times 44 \frac{\text{lb CO}_2}{\text{lbmol CO}_2} = \quad (3.14)$$

$$Q_{R_{\text{CO}_2}} = 15.525.422 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 16.380.187,3 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Carga calorífica del rehervidor

$$Q_{reh} = Q_{MDEA} + Q_{vH_2O} + Q_{CO_2} \quad (3.15)$$

$$Q_{reh} = 8.363.391 + 7.805.938 + 15.525.422 =$$

$$Q_{reh} = 3,17 \times 10^7 \frac{Btu}{h} = 3,34 \times 10^7 \frac{kJ}{h}$$

Cálculo del diámetro del absorbedor

Se requiere el caudal, factor de compresibilidad (Z) y el volumen del gas a condición de operación. Para el cálculo de Z se utilizó el simulador Gasnet. La composición del gas utilizada se tomó de la tabla 3.7.

Datos:

Temperatura (t) = 117,5 °F.

Presión (P) = 1.200 psig.

Volumen mínimo estimado = 98 MMPCED.

Resultado:

$Z = 0,8294$

Caudal en condiciones de operación (QCO):

$$Q_{co} = \frac{(V)(P_{atm})(Z)(T_{op})}{(T_{atm})(P_{op})} = \quad (3.16)$$

$$Q_{co} = \frac{(98 \times 10^6 \text{ pie}^3)(14,7 \text{ psia})(0,829411)(579,67^\circ \text{ R})}{(520^\circ \text{ R})(1214,7 \text{ psia})(86400 \text{ s})} = 12,7 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} = 0,3596 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

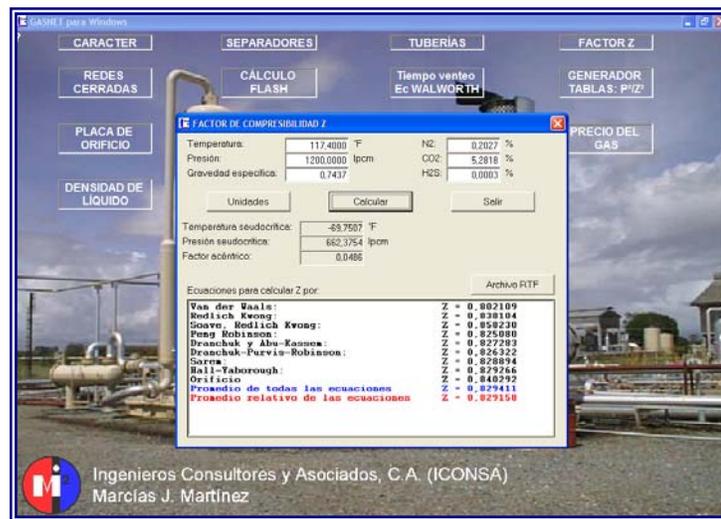


Figura 3.9 Cálculo del factor de compresibilidad

Para determinar la velocidad el gas dentro del absorbedor se siguen las instrucciones de la fig. 7,9 del manual de la GPSA, según las cuales la torre de absorción se calcula con el 60 o 80 por ciento de la velocidad que se obtendría dentro del separador. En la misma se presentan los valores de “K” recomendados para el dimensionamiento de un separador (Metodología tomada del libro de endulzamiento del Prof. M. Martínez).

Donde:

Densidad del gas (ρ_g): (3.17)

$$\rho_g = \frac{1214,7 \text{ psia} \times 22,3 \text{ lb/lbmol}}{0,8294 \times 10,73 \text{ psia pie}^3/\text{lbmol}^\circ\text{R} \times 577,1^\circ\text{R}}$$

$$\rho_g = 5,27 \text{ lb/pie}^3$$

Velocidad máxima permisible de la solución amiga – gas (V_{gt}).

$$V_{gt} = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3.18)$$

Donde:

ρ_l = densidad de la amina = 64,93 lb/pie³ tomado del simulador Hysys.

ρ_g = densidad del gas

Sustituyendo:

$$V_{gt} = 0,314 \times 0,6 \sqrt{\frac{64,93 - 5,27}{5,27}} = 0,63 \frac{\text{pie}}{\text{s}} = 0,19 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_g = \frac{Q_{co}}{V_{gt}} = \quad (3.19)$$

$$A_g = \frac{12,7 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{0,63 \frac{\text{pie}}{\text{s}}} = 20,047 \text{pie}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 20,047}{3,1416}} = 5,5 \text{pie} = 1,67 \text{m}$$

Cálculo del diámetro del regenerador

$$Q_g = \frac{439,18 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times 379,495 \frac{\text{pie}^3}{\text{lbmol}} \times 1 \text{h}}{3.600 \text{s}} = 46,28 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} = 1,31 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (3.20)$$

$$n_{\text{agua vaporiza}} = 446,62 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}} = 202,09 \frac{\text{kgmol H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$Q_W = \frac{446,62 \times 379,495}{3.600} = 47,08 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} = 1,33 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (3.21)$$

Caudal total en estado gaseoso

$$V_{gt} = Q_g + Q_W \quad (3.22)$$

$$V_{gt} = 93,38 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} = 2,64 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

El cálculo del área del regenerador se obtuvo con la suma de las áreas para el gas y líquido. Técnica común es asignar velocidad de 0,3048 m/s (1 pie/s) al vapor del recipiente y 0,0762 m/s (0,25 pie/s) al líquido que cae por los bajantes (se debe garantizar entre el 10 y 20% del área total para los bajantes)

$$A_V = \frac{93,4 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{1 \frac{\text{pie}}{\text{s}}} = 93,38 \text{ pie}^2 = 8,68 \text{ m}^2 \quad (3.23)$$

$$A_t = \frac{93,3804 \text{ pie}^2}{0,8} = 116,724 \text{ pie}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_t}{\pi}} = \quad (3.24)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 116,724}{3,1416}} = 12,2 \text{ pie} = 3,718 \text{ m}$$

3.12.- Consideraciones Para El Diseño

Contemplar que la temperatura de la solución que entra al absorbedor llegue de 261 a 264 K (10 a 15 °F) por encima de la temperatura de entrada al sistema.

A medida que aumenta la relación de reflujo (R), la cantidad de agua condensada que regresa al regenerador es mayor, lo cual indica que se debe extraer más calor por el condensador y para mantener el equilibrio energético en la torre, agregar más calor en el rehervidor.

Para la regeneración de las aminas formuladas se recomiendan razones de reflujo de 0,75 a 5 adimensional. De acuerdo a la fig. 3.8 para una presión de 142 kPa (6 psig) se tiene 1,25 moles de H₂O/mol de gas ácido.

En la línea de vapor que va del tope del regenerador al condensador, el rango de temperatura va desde 361 a 372 K (190 a 210 °F). por debajo de esta temperatura, la cantidad de vapor generado es insuficiente para lograr un fraccionamiento apropiado y puede aparecer una corrosión severa.

Cuanto más se precalienta la amina rica mediante la recuperación de calor de la amina pobre, es menor la cantidad de calor que se debe agregar al rehervidor en el proceso de regeneración. El intercambiador debe ser diseñado para lograr una aproximación de la temperatura de no más de 272 a 278 K (30 a 40 °F).

La amina rica entra a la torre por debajo del punto de burbujeo.

La amina pobre, sale del regenerador con 0,05 moles de gas ácido por mol de amina, y la amina rica sale del fondo de la torre de absorción con 0,30 moles de gas ácido por mol de amina.

La temperatura de la solución en el rehervidor esté en el punto de burbujeo de la solución y con la concentración especificada. Ejemplo: 390 K (242 °F) para la MDEA 50% p/p.

3.13.- Montaje de la simulación de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico, con el empleo del programa de simulación HYSYS de AspenTech.

La aplicación HYSYS es un software avanzado de modelaje de procesos en estado estacionario de propósito general empleado para modelar sistemas tales como, plantas compresoras, sistemas de endulzamiento, separación en estaciones de flujo, sistemas de almacenamiento, sistema de enfriamiento, deshidratación, etc.

Se realizó la simulación del proceso de endulzamiento de gas natural (eliminación parcial del dióxido de carbono), utilizando el simulador HYSYS (fig. 3.10). La absorción del dióxido de carbono (CO₂) del gas natural inicialmente se llevo a cabo en una torre de diez platos teóricos, utilizándose como absorbente una solución de metildietanolamina (MDEA) al 50 por ciento en peso. Se trabajó con una mezcla del gas asociado al área de corralito Santa Rosa (GAS-SR-1200) y del gas manejado por el gasoducto La Ceiba – Santa Rosa 2 (información tomada de la ingeniería conceptual del proyecto) con el propósito de poder comparar los resultados obtenidos. Adicionalmente por comodidad se nombraron las corrientes y equipos con los nombres asignados en la ingeniería conceptual del proyecto.



Figura 3.10. Software de simulación HYSYS Vs. 3.2

La presente sección tiene como objetivo mostrar algunas de las características del ambiente de simulación utilizado, a fin de proporcionar una visibilidad acerca del manejo de información requerida para lograr el diseño requerido. Claramente, esta sección no es suficiente para utilizar el simulador, para esto existe manuales especializados. El contenido de este apartado simplemente ilustra algunos puntos importantes de la metodología aplicada con el manejo del ambiente de HYSYS, ilustrando brevemente el procedimiento del montaje de la simulación.

HYSYS es un programa interactivo que difiere de la mayor parte de los simuladores interactivos en dos aspectos principales. En primer lugar cuenta con la estructura para interpretar los comandos en forma interactiva, es decir, ejecutarlos en el momento que recibe la información. Por otro lado Hysys cuenta con la capacidad de ejecutar todos los cálculos relacionados con las modificaciones de cualquier punto del proceso en forma bidireccional, es decir, tanto para los procesos subsecuentes como para los predecesores.

El ambiente de Hysys está compuesto por cuatro interfases. El primero de estos se denomina PFD (Process Flow Diagram), cuya función es permitir al usuario construir la topología del proceso que desea simular. Asimismo existe el libro de trabajo (Workbook) el cual es una colección de hojas de cálculo las cuales despliegan la información del proceso de forma tabular. La vista propiedades que consiste en una colección de páginas que contienen información acerca de los objetos que constituyen el proceso. Por último existe la vista de resumen, la cual despliega una lista de las corrientes y los módulos considerados. Una de las ventajas de este sistema es que se pueden tener abierta dos de estas interfases simultáneamente, lo que facilita el trabajo, sin olvidar que los cambios realizados en cualquier vista se reflejan de inmediato en las otras tres.

Para iniciar una simulación nueva el primer paso es la selección del método de propiedades y la definición de la base de cálculo. Para tal efecto se emplea el administrador de base del sistema (fig. 3.11), en el cual el usuario define el paquete de predicción de propiedades que desea utilizar como base de cálculo para la simulación en turno. Existe un amplio conjunto de opciones para la selección del paquete de predicción de propiedades, la mayoría permiten utilizar una ecuación de estado como base y calcular propiedades más específicas con ayuda de correlaciones basadas en el principio de estado correspondiente.

Motivado que el proceso de estudio es de endulzamiento del gas natural, en este caso es necesario agregar dos listados de componentes, asignándole al Component List -1 el paquete de propiedades Amine Pkg-KE y al Component List -2 el paquete de propiedades Peng Robinson, para calcular el equilibrio líquido-vapor (figs. 3.11 y 3.12 se observa el procedimiento). En este mismo punto de la simulación se eligen los componentes que participarán en el proceso, en esta parte quedan definidos todos los productos y reactantes involucrados. A continuación se describe brevemente los pasos seguidos:

Inicialmente se agregan dos bases de datos o listados de componentes como se observa en la fig. 3.11.

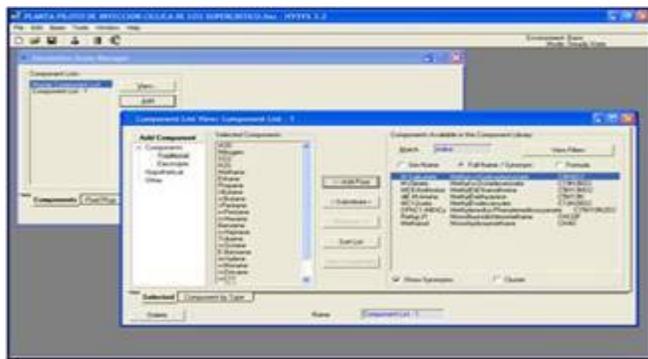


Figura 3.11 Selección de los componentes y método de predicción

En la pantalla “Component list view”, se selecciona cada listado de componente y se agrega los compuestos químicos que conforman las corrientes del proceso, de acuerdo a los análisis cromatográficos utilizados en la ingeniería conceptual del proyecto.

Posteriormente se elige la pestaña Fluid Pkgs, donde se establece el tipo de paquete de propiedades de cada listado de componente “Component List -1 y Component Lis -2” (figs. 3.12 y 3.13).

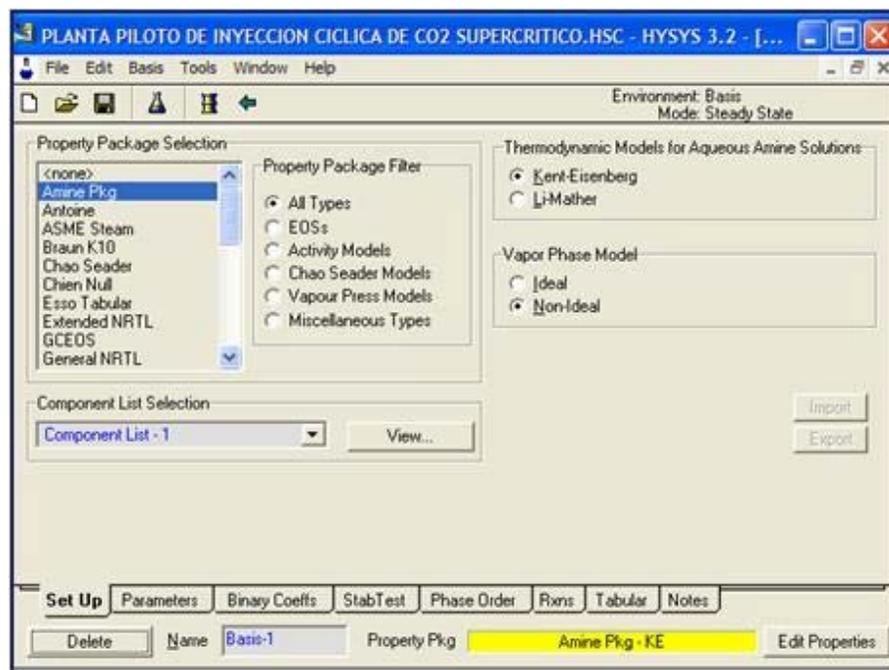


Figura 3.12 Definición del paquete de propiedades para el Component List -1

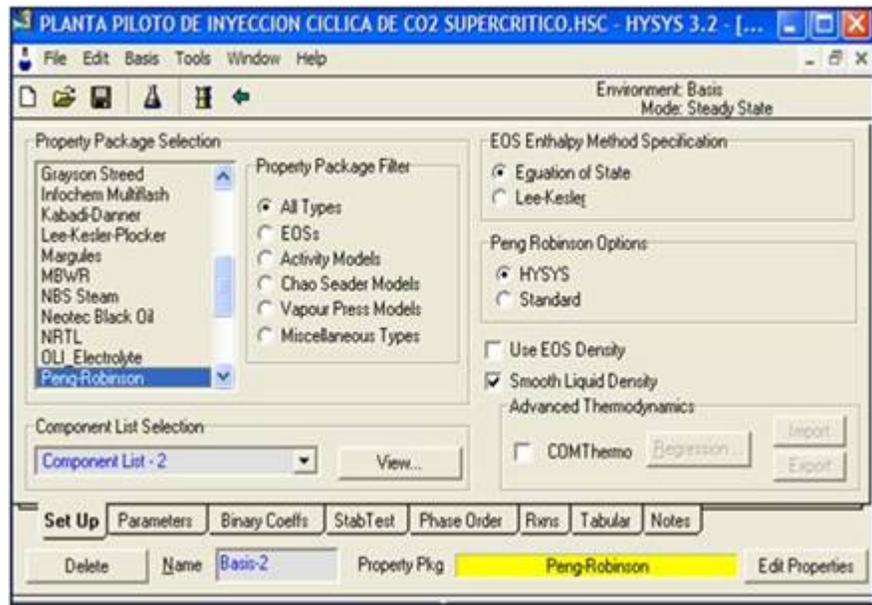


Figura 3.13 Definición del paquete de propiedades para el Component List -2

Posteriormente se valida que cada listado cuente con el número de componentes y paquete de propiedades necesario (fig. 3.14).

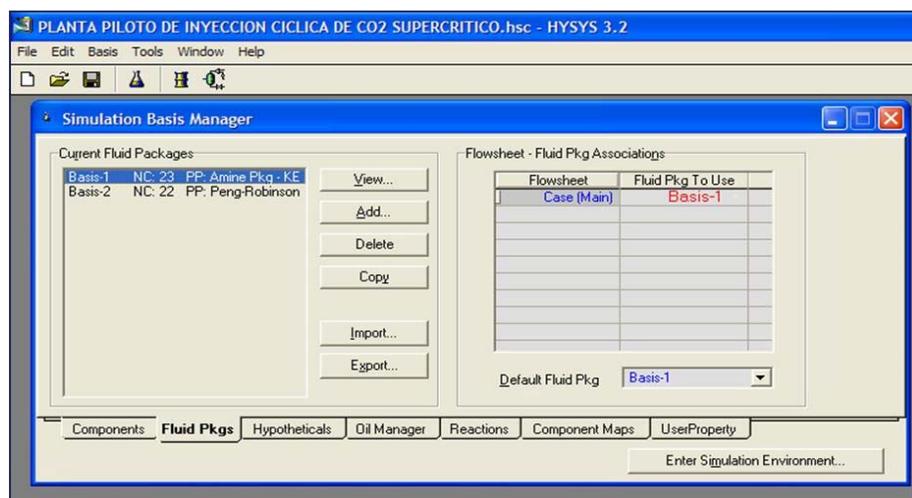


Figura 3.14. Simulation basis manager

Observación: Los componentes y paquetes de propiedades seleccionados pueden ser modificados posteriormente.

Una vez seleccionado los paquetes de propiedades, se ingresa al ambiente de simulación del Hysys, al hacer clic en el botón “Enter Simulation Environment” (figs. 3.14 y 3.15).

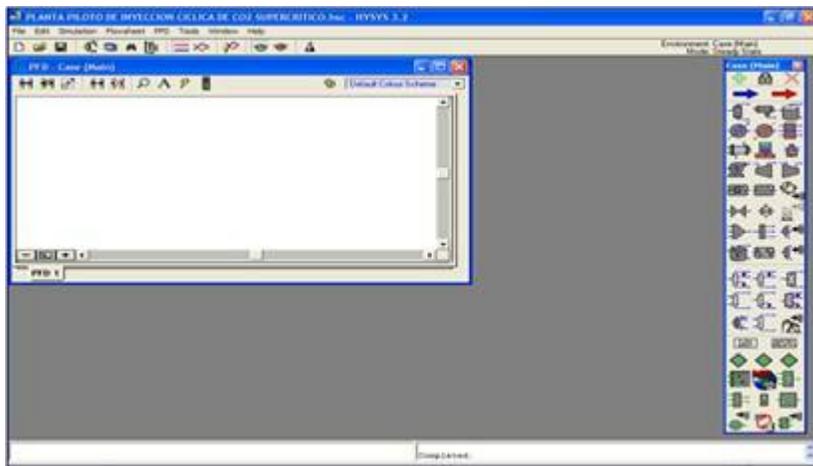


Figura 3.15. Ambiente de simulación

Se selecciona o crea un sistema de unidades; para este trabajo se creó un sistema producto de la combinación de los sistemas métrico e inglés.

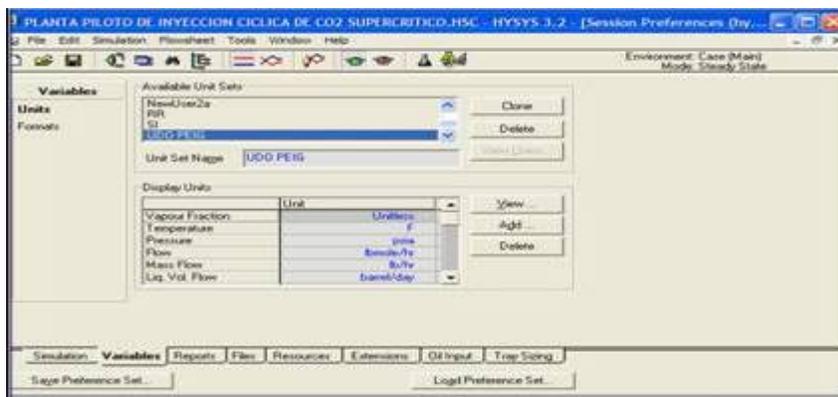


Figura 3.16. Selección o creación de sistema de unidades

Se construye el esquema del proceso en estudio a partir de la pantalla “Simulation environment” y la paleta, donde se introduce las corrientes de materia y se seleccionan los equipos asociados al proceso de endulzamiento. La paleta se divide en cuatro secciones, en la primera se disponen de las corrientes de materia (color azul) y energía (color rojo), en la segunda se ubican los equipos de separación, transferencia de calor, presión, reactores. En la tercera se hallan los equipos de transferencia de masa y en la cuarta se encuentran las operaciones lógicas. La ventana indicada es presentada como fig. 3.17.

Se seleccionan las corrientes y los equipos a simular trasladándolos desde la paleta hasta la pantalla de diseño. En cada corriente y equipo se deben especificar unos parámetros o condiciones mínimas para que estén definidos y lograr la convergencia del proceso. HYSYS posee un código de colores que indica la condición de las corrientes y los equipos, es decir, en las corrientes cuando convergen ocurre un cambio de color azul celeste a azul marino y en los equipos de color rojo a gris con bordes negro.

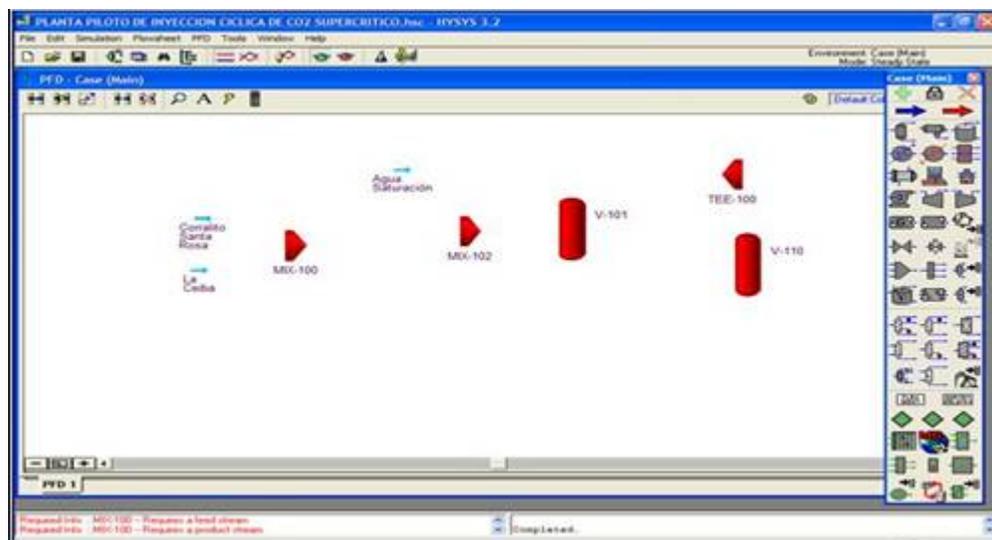


Figura 3.17. PFD para introducción de corrientes y equipos

Se establece las condiciones de la corriente identificada con el nombre corralito de Santa Rosa, La Ceiba y Agua de Saturación (fig. 3.18).



Figura 3.18. Introducción de las condiciones y composición para cada corriente

Culminado la introducción de los parámetros y composición automáticamente va convergiendo cada corriente, como se observa en la siguiente figura.

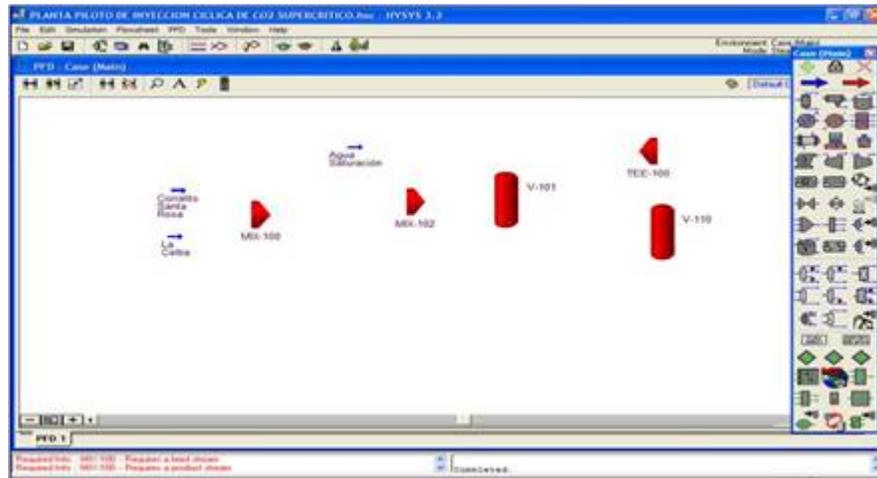


Figura 3.19. Convergencia de las corrientes de alimentación y saturación

A continuación se muestra la ventana del PFD a medida que se avanzaba con las conexiones.

Se procede a representar el absorbedor con los datos que previamente se calcularon (ver sección 3.11), tales como: tasa de circulación de la solución de la amina (MDEA) - agua, diámetro, composición de la solución de amina pobre (corriente N°16) y los datos asumidos como: la temperatura de la corriente de amina pobre (327,6 K ó 130 °F) y diferencial de presión (135,8 kPa ó 5 psig).

El flujo volumétrico de gas necesario para obtener 84,9 – 113,3 Mmced (3 - 4 MMpced) de gas ácido con un mínimo de 94 por ciento molar CO₂, está en el orden de 3,39 Mmced ó 120 MMpced asumiendo que la remoción del CO₂ no será del 100 por ciento y se estimó considerando el porcentaje molar de CO₂ (5,28%) de la mezcla de los gases producidos en el campo Santa Rosa y La Ceiba. De igual forma se tomo como base para la evaluación hidráulica realizada.

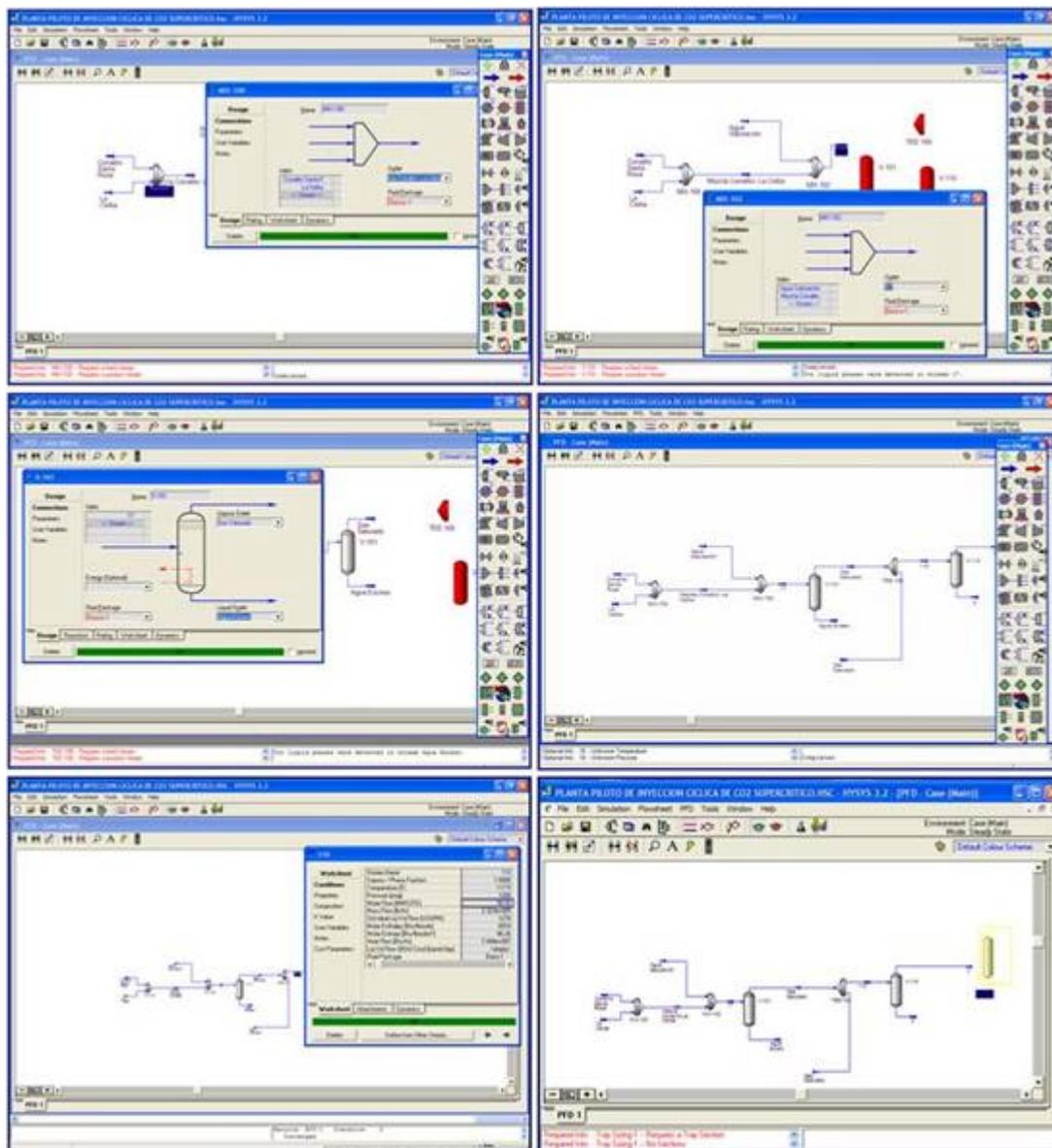


Figura 3.20. PFD a medida que avanzaba la construcción del proceso

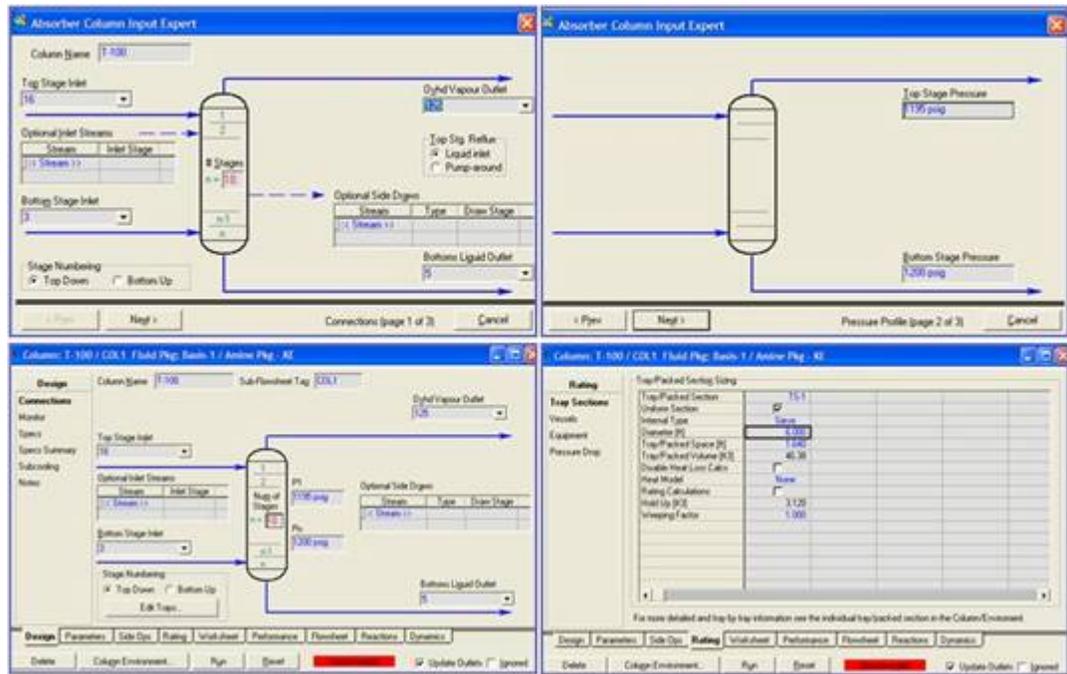


Figura 3.21. Introducción de datos en el absorbedor

La simulación del proceso se realizó con una eficiencia de uno (1) en los platos de las columnas (fig. 3.22), por tal motivo el número de platos son teóricos. Con relación a los platos reales, estos se determinaran una vez conocida la eficiencia del tipo de plato que se utilizara de acuerdo al fabricante.

Después de representar la válvula (VLV-100), el tanque de venteo (V-120) y el intercambiador de amina rica/pobre (E-110), como se observa en la fig. 3.23, se incorpora el regenerador con los datos calculados en la sección 3.11.

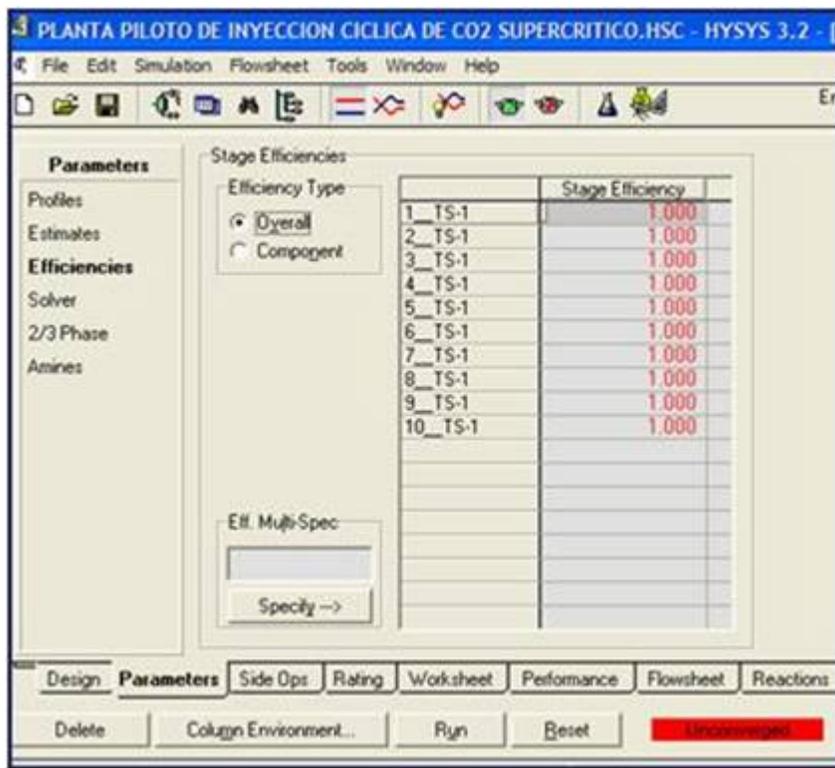


Figura 3.22. Introducción de eficiencia en los platos del absorbedor

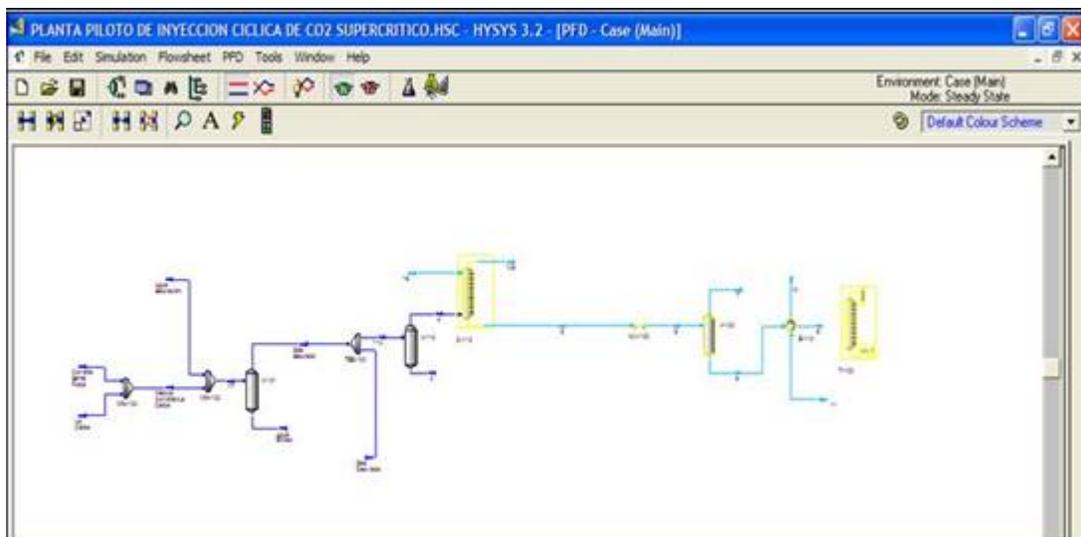


Figura 3.23. PFD cuando se representa el regenerador

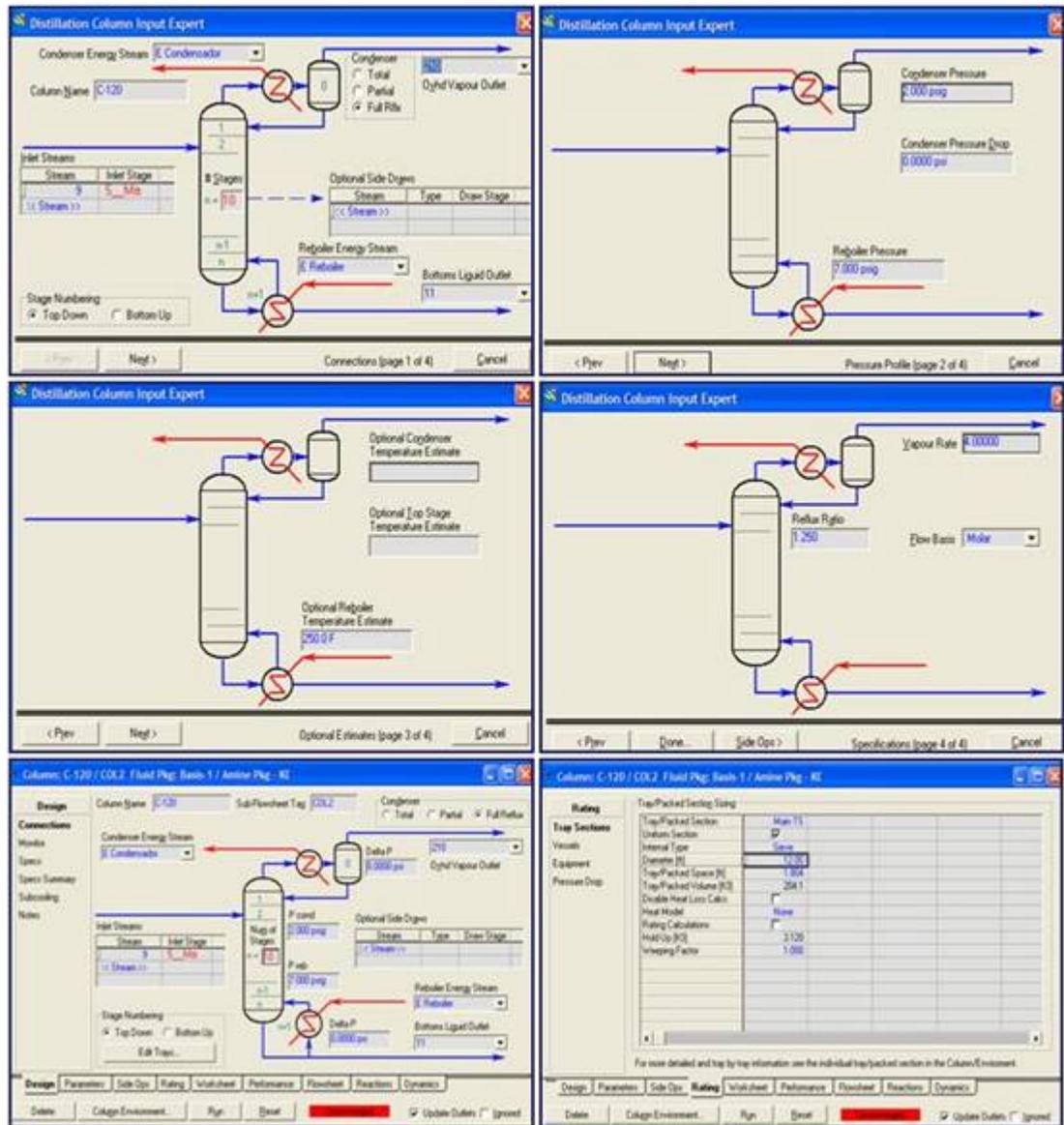


Figura 3.24 Introducción de datos en el regenerador

En la fig. 3.24., se observa las ventanas donde se identificaron las corrientes de materia y energía, se introdujeron los valores de presión y temperatura asumidas en el reherbador y condensador, el volumen del gas de cola esperado y la relación de reflujo asumida de acuerdo a las presiones y temperatura en el tope de la torre regeneradora (fig. 3.8), temperatura esperada en el tope de la columna de

regeneración y el diámetro del regenerador. Sin embargo, para lograr la convergencia del regenerador se debe especificar o fijar mínimo dos parámetros.

La eficiencia en los platos del regenerador es de uno (fig. 3.25), por tal motivo el número de platos son teóricos. Igual que en el absorbedor, los platos reales se determinaran una vez conocida la eficiencia del tipo de plato que se utilizara de acuerdo al fabricante.

The screenshot shows the 'Parameters' window for a distillation column in HYSYS 3.2. The 'Stage Efficiencies' section is active, with 'Overall' efficiency selected. A table lists 10 stages (1_TS-1 to 10_TS-1) with a 'Stage Efficiency' of 1.000 for each. The 'Unconverged' button is highlighted in red.

Stage	Stage Efficiency
1_TS-1	1.000
2_TS-1	1.000
3_TS-1	1.000
4_TS-1	1.000
5_TS-1	1.000
6_TS-1	1.000
7_TS-1	1.000
8_TS-1	1.000
9_TS-1	1.000
10_TS-1	1.000

Figura 3.25 Eficiencia en los platos del regenerador

Posteriormente se representa el mezclador, enfriador y la bomba como se muestra en la fig. 3.26.

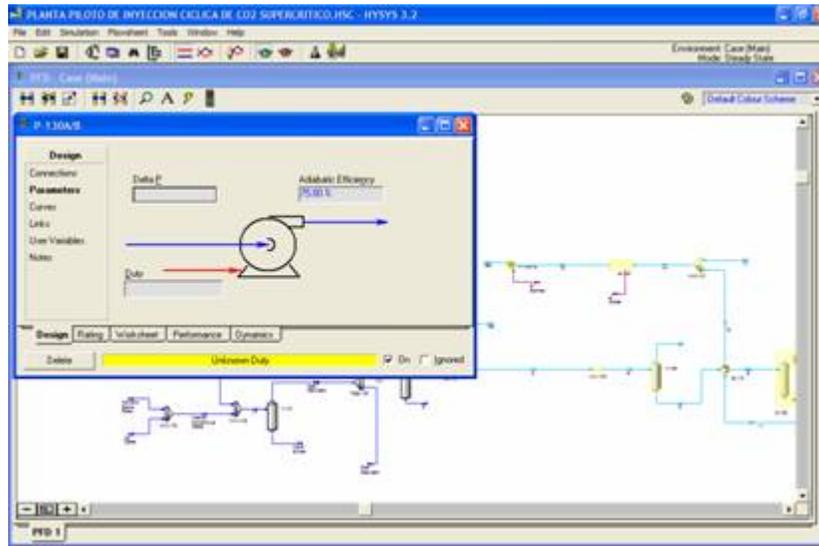


Figura 3.26. Introducción de mezclador, enfriador y la bomba

Introducción de operaciones lógicas (fig. 3.27), en este caso para garantizar que la solución de amina pobre entre al absorbedor con 260,9 K (10 °F) por encima de la temperatura de la corriente de alimentación.

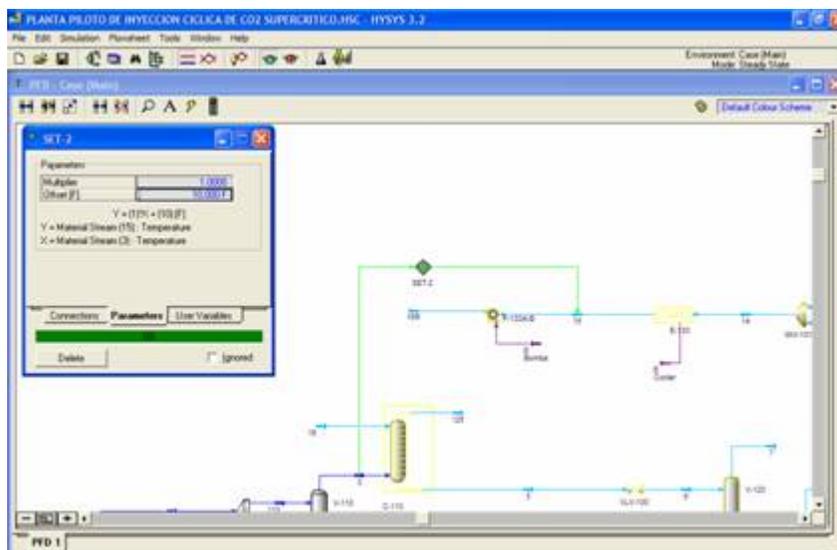


Figura 3.27 Introducción del set-2

El requerimiento es similar al de un proceso con recirculaciones. Para llevar a cabo esta función existe un módulo específico (reciclo). Este módulo lleva a cabo las iteraciones necesarias para actualizar los valores de la simulación, aplicando el método de Wegstein.

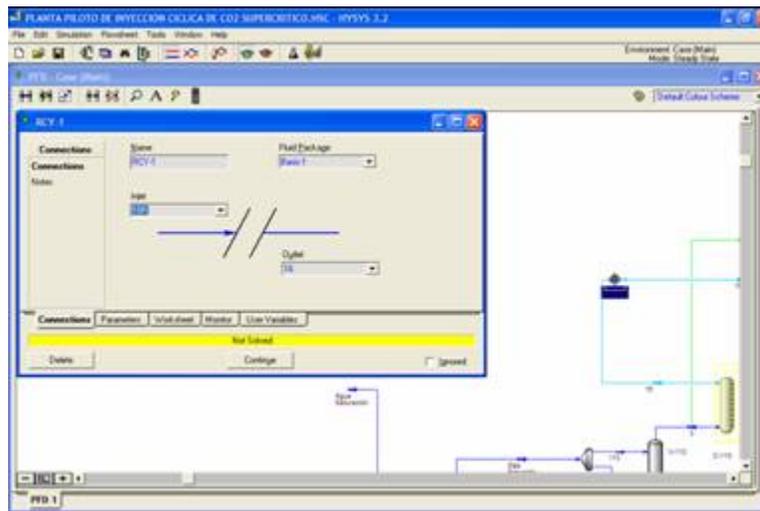


Figura 3.28 Introducción del reciclo

Una vez incluido todos los equipos, corrientes y operaciones lógicas se tiene el esquema como se muestra en la fig. 3.29.

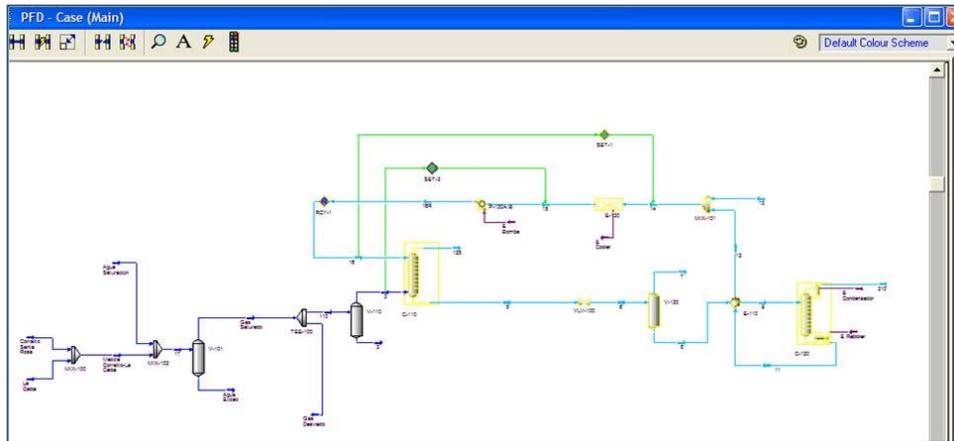


Figura 3.29 Esquema de proceso antes de lograr la convergencia

A continuación es necesario alimentar los parámetros requeridos para la ejecución de los balances de materia y energía. Una vez que se llena la información necesaria para cubrir los grados de libertad del proceso, Hysys ejecuta automáticamente todas las operaciones necesarias y resuelve la simulación (fig. 3.30).

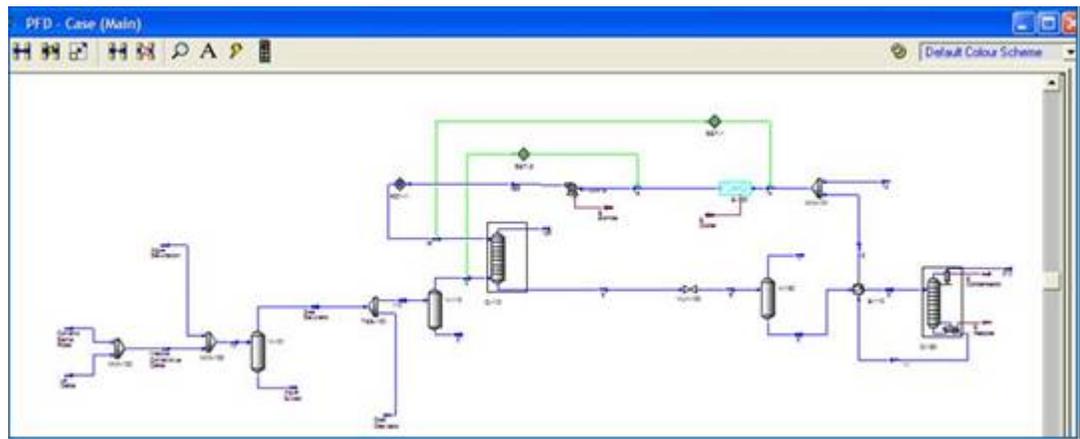


Figura 3.30 Proceso de endulzamiento

En las tablas 4.3 y 4.4 se indican los resultados que se desprenden del uso de HYSYS como herramienta de cálculo.

3.14.- Normas Y Especificaciones

Durante la evaluación de las opciones se aplicaron las siguientes normas y especificaciones de PDVSA:

Procedimiento de ingeniería PDVSA N° L-TP 1.5 “Calculo hidráulico de tuberías”.

Guía de ingeniería PDVSA N° 9616.1.024 “Dimensionamiento de tuberías de proceso”.

PDVSA L-TP 1.1 “Preparación de diagramas de procesos”.

3.15.- Elaborar Las Conclusiones Y Recomendaciones

En esta fase se procedió a realizar las conclusiones y recomendaciones, basándose en los aspectos importantes para el diseño de la planta piloto, como también de los análisis de la información obtenida.

3.16.- Redacción Del Trabajo Especial De Grado

En esta etapa se procedió a organizar y transcribir la información obtenida de las etapas anteriores, más la presentación audiovisual de todo el trabajo realizado, desde su visualización hasta su desarrollo final.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1.- Discusión De Resultados

4.1.1.- Evaluación De Las Opciones De Suministro De CO₂

Se analizaron varias opciones para el diseño de la infraestructura requerida por la planta piloto para la inyección cíclica de CO₂ supercrítico en el pozo RM-25 del campo Santa Rosa. Las opciones estudiadas son las siguientes:

Opción N° 1: Suministro de CO₂ por proveedores

Ventajas

CO₂ producto de un tercero, evita la construcción de un módulo de endulzamiento en la infraestructura de la planta piloto.

Simplificación de las actividades de ingeniería y construcción.

Menor costo en inversión de infraestructura.

Desventajas

No hay disponibilidad a nivel nacional del flujo volumétrico de 113,3 Mmced (4 MMpced) CO₂ requerido para el proyecto piloto.

Dependencia de proveedores para el suministro continuo y seguro del flujo volumétrico CO₂.

Aumento en la concentración de contaminantes en la producción del campo.

Impacto en el C.O.S.R (Centro Operativo Santa Rosa) ante el aumento de la concentración de CO₂.

Opción N° 2: Extracción del CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa.

Ventajas

Suministro continuo y seguro de un flujo volumétrico de 113,3 Mmced (4 MMpced) de CO₂.

Arranque planificado de la prueba piloto para el año 2013.

A nivel de la industria se dispone de personal capacitado para llevar a cabo el proyecto.

Desventajas

Mayor costo en la inversión de la infraestructura de la planta piloto.

No se dispone de información detallada sobre los posibles impactos en el C.O.S.R (Centro Operativo Santa Rosa) ante un aumento de la concentración de CO₂.

Opción N° 3: Considerando el CO₂ del gas de cola de proyecto en ejecución

Ventajas

Mayor confiabilidad en flujo volumétrico de CO₂.

Aprovechamiento del CO₂ removido en el proyecto Etano.

Reducción de la inversión para la planta piloto.

Desventajas

Dependencia de la implantación del proyecto Etano.

4.1.1.1.- Opción seleccionada

De acuerdo a la matriz de evaluación aplicada para la selección técnica de las opción de suministro de CO₂, se visualizó que la opción que presenta mayor puntaje es la opción N° 2 “Extracción del CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa” con 143 puntos seguida de la opción N° 3 “Considerando el CO₂ del gas de cola de proyecto en ejecución” con 137 puntos (fig. 3.1).

Alternativas de endulzamiento analizadas

Se analizó la tecnología de endulzamiento más apropiada que permita obtener las condiciones especificadas en las bases de diseño. Durante la evaluación técnica de las opciones se analizaron una serie de parámetros a los cuales se les asignó pesos ponderados con la finalidad de obtener un puntaje total que permita establecer cual de las opciones cubre los requerimientos.

Las alternativas de endulzamiento evaluadas son las siguientes

Alternativa N°1: absorción con solvente químico (Alcanolamina).

Alternativa N°2: absorción con solvente químico (Solución K_2CO_3).

Alternativa N°3: procesos con membranas.

De acuerdo a la matriz de selección técnica de la tecnología de endulzamiento, se seleccionó la opción N°1 “Absorción con solvente químico (Alcanolamina)” con 181,96 puntos (fig. 3.7).

Con la tecnología seleccionada se garantiza una buena remoción del CO_2 del gas natural, ya que es efectiva en corrientes de gas con bajas concentración de CO_2 . Esta tecnología es aplicable, para condiciones de temperatura 283,15 a 338,7 K (50 a 150 °F) y presión 202,65 a 10.342 kPa (atm a 1.500 psig), rango que abarca las condiciones de la alimentación (1.200 psig y 120 °F) de gas requerida para el módulo de remoción de CO_2 . Adicionalmente existen plantas similares, lo que facilita la asistencia de proveedores en nuestro país.

4.1.2.- Diseño de la capacidad del módulo de endulzamiento

4.1.2.1.- Casos de diseño

Se plantearon cinco casos para analizarlos en conjunto y compararlo con el caso N°6 que es el que representa los resultados de la ingeniería conceptual del proyecto contratado por PDVSA. Para efecto de la evaluación de los parámetros principales de diseño, se parte de la recomendación de la GPSA (Engineering Data Book). Los resultados se muestran en la tabla 4.3.

Los casos de diseño se plantearon con el propósito de seleccionar el caso que simule la operación óptima para el diseño del módulo de endulzamiento de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico. Se evaluaron los casos obedeciendo a las siguientes premisas:

Se utilizó el paquete de aminas del simulador HYSYS, basado en el modelo de Kent-Eisenberg para el módulo de endulzamiento, conjuntamente con la ecuación de Peng-Robinson.

El gas de alimentación será la mezcla del gas asociado al área del corralito Santa Rosa y del gas manejado por el gasoducto La Ceiba - Santa Rosa II.

Suministro continuo y seguro de un flujo volumétrico de 113,267 Mmced (4 MMpced) de CO₂.

Tasa de circulación de la metildietanolamina activada (MDEA⁺) con un 0,50 fracción en peso de la amina en solución.

Para el análisis de los cinco casos planteados en este trabajo, se conservó constante: el volumen del gas de alimentación 3,39 Mmced (120 MMpced), presión de entrada 8.375 kPa (1.200 psig), temperatura de entrada 320,7 K (117,5 °F), el flujo volumétrico de la solución de MDEA – Agua utilizada fue de 2.611,93 litros/min (690 gpm), el diámetro del absorbedor 1,83 m (6 pie), el diámetro del regenerador 3,66 m (12 pie), la presión del gas ácido de 142 kPa (6 psig) y una temperatura promedio en el rehervidor de 388,7 K (240 °F).

Se aplicaron los parámetros de procesos recomendados por la GPSA para el diseño del módulo de endulzamiento y la relación de reflujo vs. P y T en la sección del tope del regenerador, recomendados en el libro de endulzamiento del Prof. M.

Martínez y por la empresa Union Carbide. A continuación se muestran la tabla 4.1 con los parámetros utilizados y la fig. 4.1 con la grafica de la relación de reflujo.

Gas ácido en la amina rica /mol de amina pura 2,24 a 2,99 m³/litros (3 a 4 pie³/gal).

Relación de reflujo en el regenerador (0,75 a 5 adimensional).

La capacidad del módulo de endulzamiento, se sujetará al flujo de gas necesario para la remoción de 113,267 MMmced (4 MMpced) de CO₂, considerando el porcentaje molar del CO₂ requerido en el gas de cola (94 – 100 % molar).

4.1.2.2.- Enumeración de los casos

Caso N° 1. En este caso, se contempla:

A) El absorbedor con siete platos teóricos.

B) El regenerador con seis platos teóricos.

Caso N° 2. En este caso, se contempla:

A) El absorbedor con seis platos teóricos.

B) El regenerador con cinco platos teóricos.

Caso N° 3. En este caso, se contempla:

A) El absorbedor con ocho platos teóricos.

* Datos fijados en las simulaciones.

** La planta piloto contempla el pozo RM-25 del Distrito Anaco, para el cual se determinó que el CO₂ debe tener una pureza entre 94 a 100 % molar.

Para la comparación de los parámetros recomendados por la GPSA en relación al diseño del módulo de endulzamiento, se aplicó la siguiente metodología; los resultados se muestran en las tablas 4.2 y 4.3, donde adicionalmente se muestran otros parámetros y datos importantes para el análisis del proceso de endulzamiento.

1. Gas ácido absorbido/volumen de amina (pie³/gal)

Donde:

Volumen molar: $V_n = 379,495 \text{ pie}^3$ a condiciones normales.

Volumen de CO₂ removido: 318,6 lbmol/h (144,5 kgmol/h).

Flujo volumétrico de solución MDEA pobre que ingresa al absorbedor: 690 gpm (2611,93 litros/min).

Entonces la cantidad de gas ácido absorbido por volumen de amina en pie³/gal

$$= \frac{318,6 \times 379,495}{60 \times 690} = 2,92 \text{ pie}^3/\text{gal}$$

2. Gas ácido absorbido/ mol de amina (mol/mol).

Worksheet		Molar Flows
Conditions	H2O	8.2683
Properties	Nitrogen	3.5180e-004
Composition	CO2	144.53
K Value	H2S	1.6681e-002
User Variables	Methane	0.43463
Notes	Ethane	2.9195e-002
Cost Parameters	Propane	8.4649e-003
	i-Butane	1.2290e-005
	n-Butane	9.0633e-006
		Total
		153.31140 kgmole/h

Figura 4.2. Flujo molar de los componentes del gas ácido (CO₂) removido+vapor de agua + componentes del gas natural u otros contaminantes.

Worksheet		Molar Flows
Conditions	Toluene	5.6300e-019
Properties	n-Octane	5.4138e-037
Composition	E-Benzene	4.2509e-024
K Value	m-Xylene	3.2400e-020
User Variables	n-Nonane	1.5403e-037
Notes	n-Decane	3.3858e-041
Cost Parameters	n-C11	2.9318e-042
	n-C12	6.7620e-043
	MDEAmine	665.25
		Total
		5113.34486 kgmole/h

Figura 4.3. Flujo molar de los componentes de la solución de amina pobre

$$= \frac{\text{Flujo M. CO}_2 \text{ R} + \text{Flujo M. H}_2\text{S R}}{\text{Flujo Molar MDEA}}$$

$$= \frac{(144,53 + 0,017) \text{ kgmol/h}}{665,25 \text{ kgmol/h}} = 0,22$$

Donde:

R = Removido

Rango recomendado: 0,2 – 0,8

3. Moles de gas ácido residual presente en la solución/mol de amina pobre (mol/mol)

Worksheet	Molar Flows	
Conditions	Nitrogen	3.7639e-033
Properties	CO2	12.487
	H2S	7.8539e-005
Composition	Methane	2.5298e-028
	Ethane	1.1600e-029
	Propane	4.2034e-031
K Value	i-Butane	4.9832e-038
User Variables	n-Butane	3.6680e-038
Notes	i-Pentane	4.3273e-037
Cost Parameters	n-Pentane	2.5908e-037
	n-Hexane	6.8752e-029
	Benzene	3.7083e-021
	n-Heptane	1.0590e-036
	Toluene	1.2412e-018
	n-Octane	1.1935e-036
	E-Benzene	9.3715e-024
	m-Xylene	7.1430e-020
	n-Nonane	3.3957e-037
	n-Decane	7.4644e-041
	n-C11	6.4635e-042
	n-C12	1.4908e-042
	MDEAmine	1466.6
Total		11272.88009 lbmole/hr

Figura 4.4 Flujo molar de los componentes de la solución de amina pobre

$$= \frac{\text{Flujo Molar CO}_2 + \text{Flujo Molar H}_2\text{S}}{\text{Flujo Molar MDEA}}$$

$$= \frac{(12,5 + 7,85E - 5) \text{ kgmol/h}}{1466,6 \text{ kgmol/h}} = 0,0085$$

Rango recomendado: 0,005 – 0,01.

4. Gas ácido en la solución rica/mol de solución rica (mol/mol)

PLANTA PILOTO DE CO2 - C1 - 50%.HSC - HYSYS 3.2 - [5]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet	Molar Flows
H2O	4436.0
Nitrogen	7.8458e-003
CO2	154.12
H2S	1.6890e-002
Methane	5.1230
Ethane	0.36253
Propane	0.12709
i-Butane	2.0252e-003
n-Butane	1.4984e-003
i-Pentane	1.0441e-003
n-Pentane	6.2770e-004
n-Hexane	5.2968e-003
Benzene	1.6041e-002
n-Heptane	1.8353e-004
Toluene	8.7344e-003
n-Octane	9.1448e-005
E-Benzene	1.2971e-003
m-Xylene	2.6853e-003
n-Nonane	2.6677e-005
n-Decane	3.5545e-006
n-C11	3.1555e-007
n-C12	7.4584e-008
MDEAmine	665.21
Total 5261.03089 kgmole/h	

Figura 4.5. Flujo molar de los componentes de la solución de amina rica

$$= \frac{\text{Flujo Molar CO}_2 + \text{Flujo Molar H}_2\text{S}}{\text{Flujo Molar MDEA}}$$

$$= \frac{(154,12 + 0,017) \text{ kgmol/h}}{665,21 \text{ kgmol/h}} = 0,23$$

Rango recomendado: 0,2 – 0,81

5. Concentración de la solución amina-agua en fracción en peso de amina.

Component	Mass Fractions
H2O	0.500267
Nitrogen	0.000000
CO2	0.002575
H2S	0.000000
Methane	0.000000
Ethane	0.000000
Propane	0.000000
i-Butane	0.000000
n-Butane	0.000000
i-Pentane	0.000000
n-Pentane	0.000000
n-Hexane	0.000000
Benzene	0.000000
n-Heptane	0.000000
Toluene	0.000000
n-Octane	0.000000
E-Benzene	0.000000
m-Xylene	0.000000
n-Nonane	0.000000
n-Decane	0.000000
n-C11	0.000000
n-C12	0.000000
MDEAmine	0.497158
Total	1.00000

Figura 4.6. Composición de la solución de amina rica de la solución de amina-agua.

$$0,497 \times 100 = 50 \% \text{ p/p}$$

Rango recomendado: 40 – 50

% peso de amina en la solución

6. Carga de calor del rehervidor (Btu/gal de solución pobre)

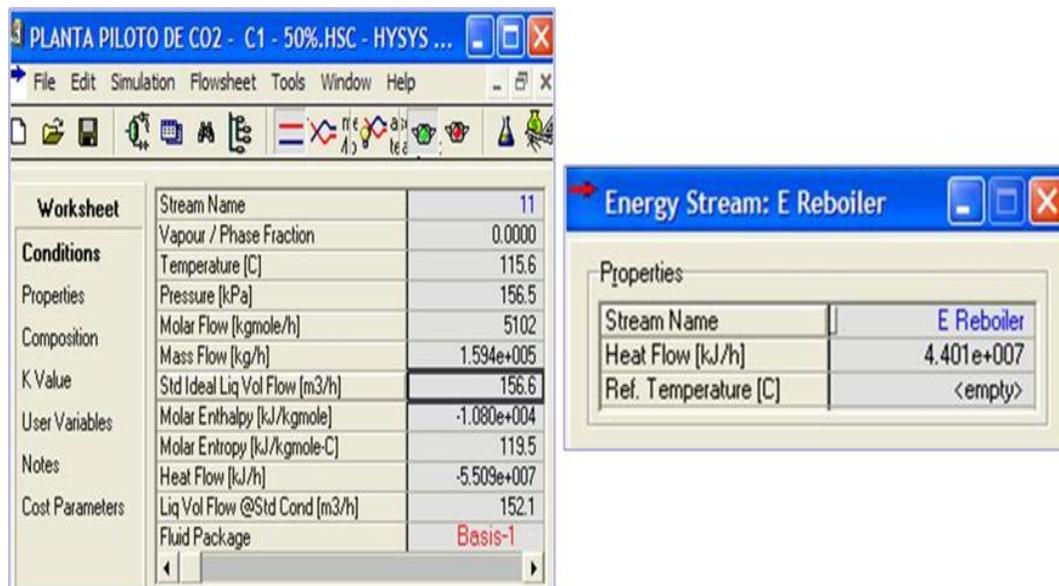


Figura 4.7 Flujo volumétrico de la solución amina-agua y calor suministrado al rehervidor

$$= \frac{4,401 \times 10^7 \text{ kJ/h}}{(156,6 \text{ m}^3/\text{h})} = 281.034,4 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3} = 1.008,3 \frac{\text{Btu}}{\text{gal}}$$

Rango recomendado: 800 – 900.

7. Temperatura promedio en el rehervidor (°F)

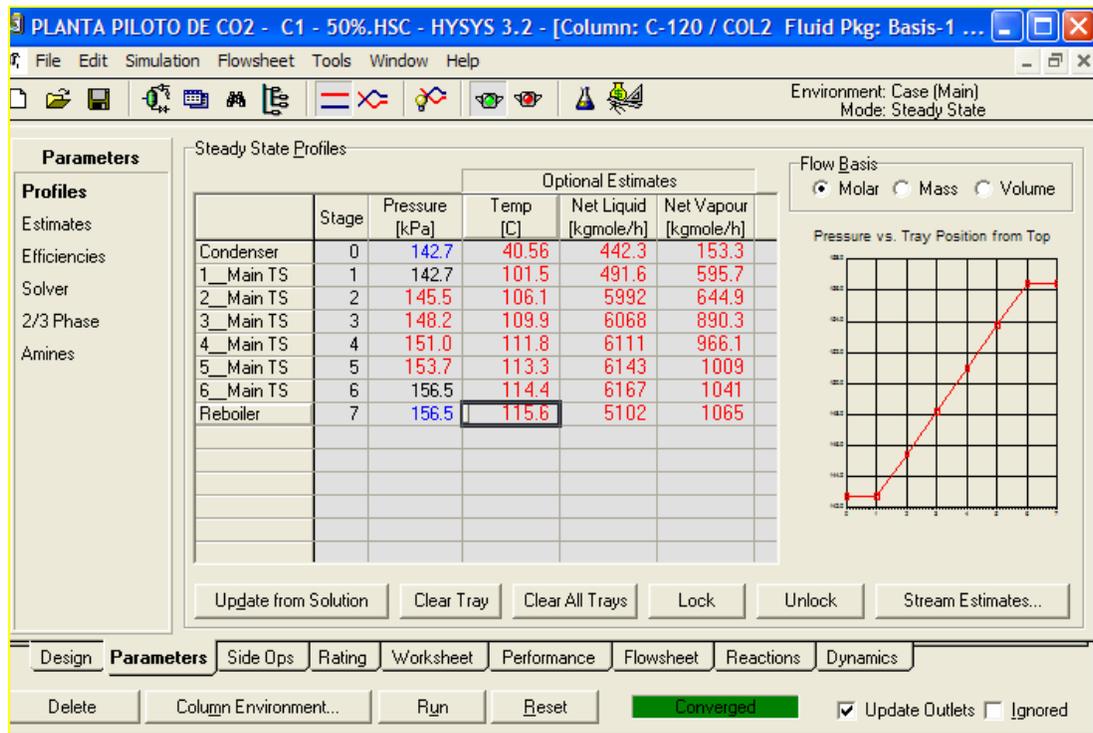


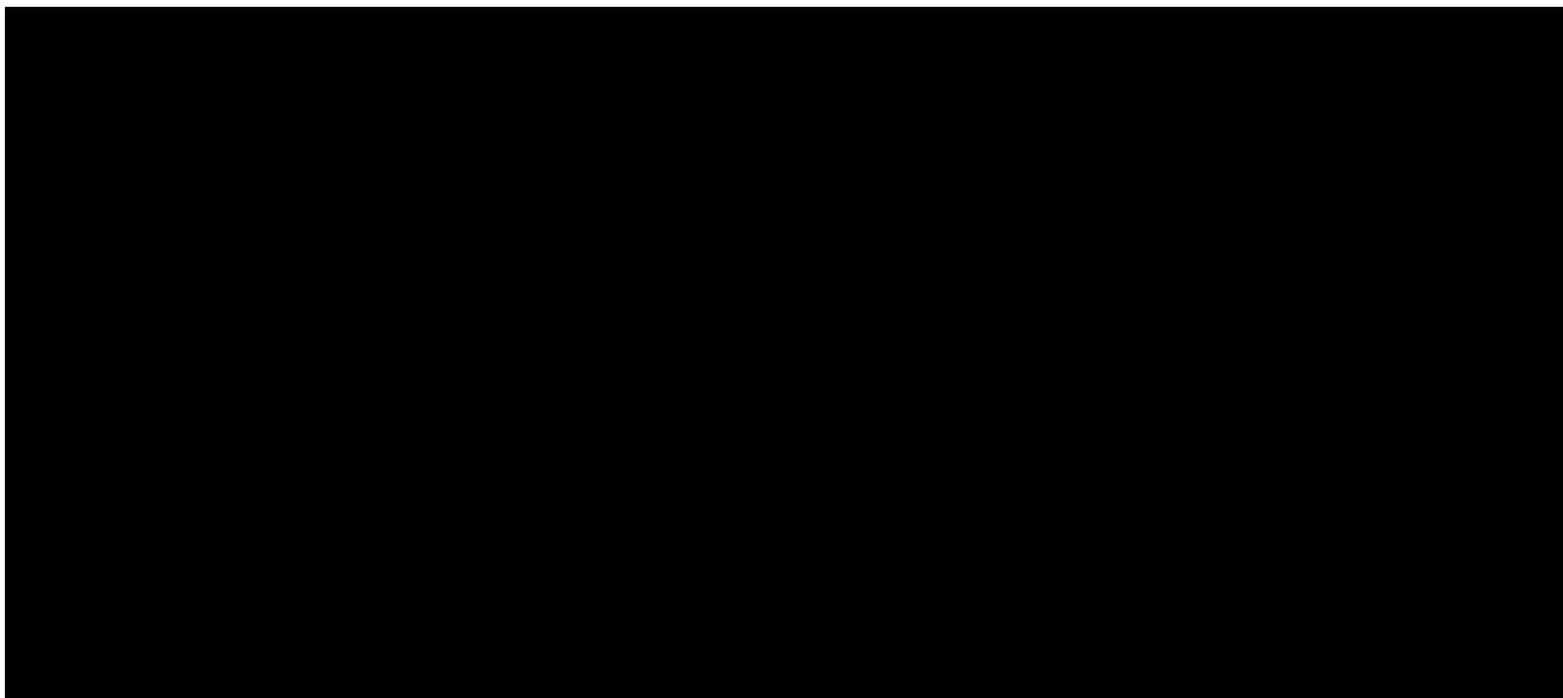
Figura 4.8 Temperatura promedio en el rehervidor

$$T_p = 115,6 \text{ } ^\circ\text{C} = 240 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

Rango recomendado: 230 – 270.

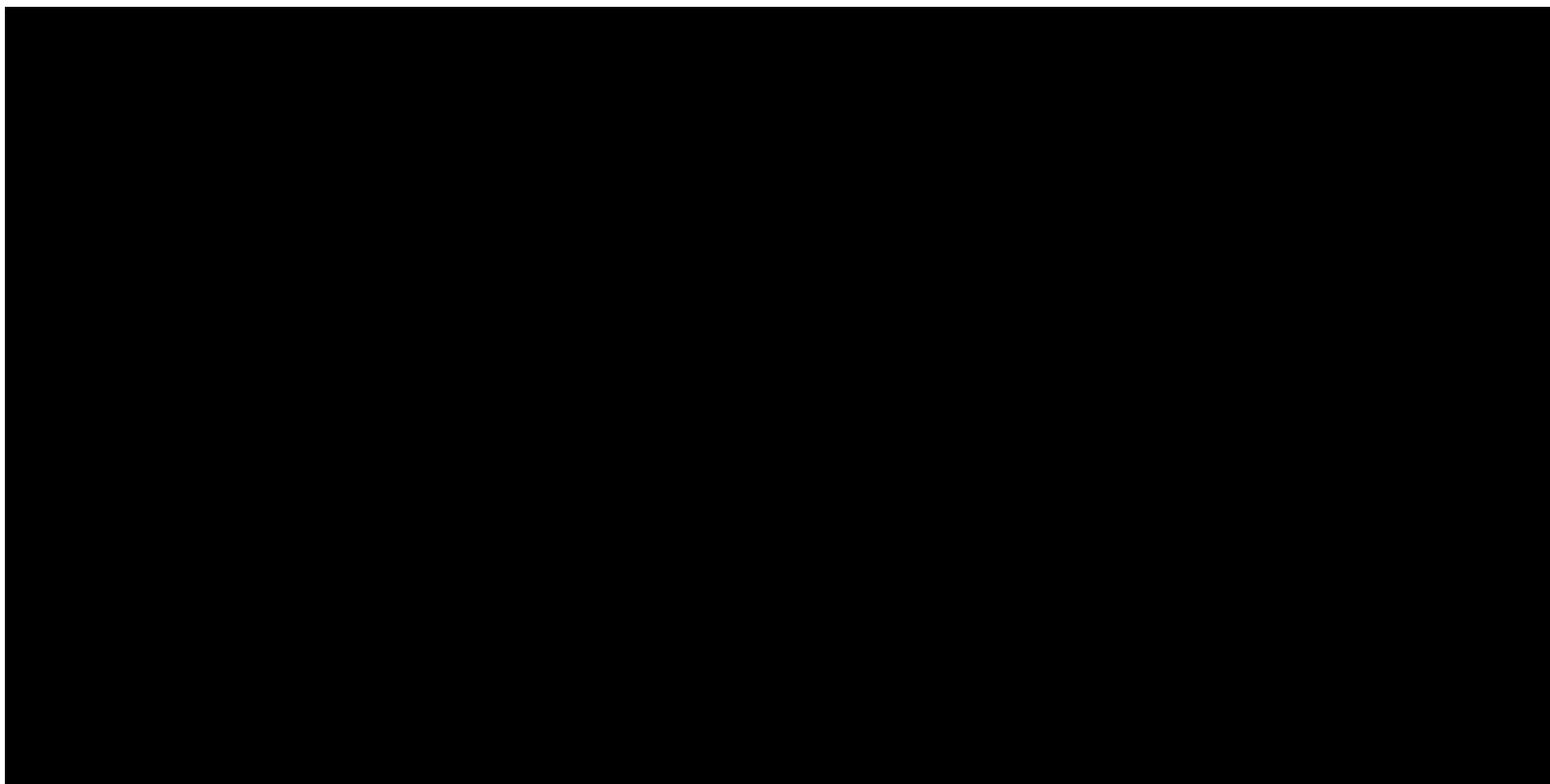
4.1.2.4.- Resultados de los casos

Tabla 4.3 Parámetros de procesos recomendados por la GPSA Vs. resultados obtenidos por casos



Continuación de los resultados de los casos

Tabla 4.4 Variables para la evaluación del proceso de endulzamiento



4.1.2.4.1.- Análisis de los resultados

El análisis que se obtiene de este trabajo permite hacer los siguientes planteamientos:

En el caso N° 5 se observa que la temperatura en el plato N° 1 del regenerador (367,6 K ó 202 °F) es menor que en los casos N° 1, 2, 3 y 4. Esto impone menor cantidad de fluido de enfriamiento y por lo tanto ahorro importante.

Se observa que la cantidad de CO₂ recuperado en el caso N° 5 (188,6 kgmol/h ó 415,9 lbmol/h), es un valor mayor que en los casos N° 1, 2, 3 y 4. Este es un resultado deseable. Adicionalmente en el caso N° 5 se observa una relación de reflujo menor a los casos N° 1, 2, 3 y 4, lo cual significa ahorro desde el punto de vista de bombeo de reflujo. Una limitación consiste en el mayor número de platos teóricos con respecto a los casos N° 1, 2, 3 y 4, lo que implica un incremento en la inversión, sin embargo, esto se contrarresta por el hecho que en este caso N° 5 se obtiene el volumen de gas ácido deseado (113,267 MMmced ó 4 MMpced), valor mayor que en los casos N° 1, 2, 3 y 4. Por esta razón el caso N° 5 se considera técnicamente más deseable con respecto a los casos anteriores.

4.1.2.4.2.- Comparación del caso N° 5 con el caso N° 6

El caso N° 6 representa los valores que actualmente se están considerando para ejecutar el proyecto y los cuales fueron obtenidos de la ingeniería conceptual contratada por PDVSA a empresas externas. En el anexo F se presentan los diagramas de flujo de proceso de los módulos endulzamiento y compresión-calentamiento de los casos comparados.

Los valores obtenidos en el caso N° 5 de este trabajo reflejan discrepancia importante con respecto al caso N° 6, de los cuales los más relevantes son los siguientes:

Los números de platos teóricos tanto en el absorbedor como en el regenerador, en caso N° 5 son por lo menos la mitad del caso N° 6. Indicando que el caso N° 5 resultaría mucho más económico la construcción del absorbedor y regenerador con respecto al caso N° 6 (tomando en cuenta el número de platos), tabla 4.4. En el anexo G se observa la cantidad de platos empleados para la simulación del proceso y que los mismos son teóricos, tanto en el absorbedor como en el regenerador del módulo de endulzamiento identificado como caso N° 6.

El contenido de moles de gas ácido residual, presente en la solución de amina pobre que ingresa al absorbedor (contactor) es apreciablemente menor en el caso N° 5 que en el caso N° 6, lo cual demuestra que el proceso de regeneración de la amina es mucho más eficiente en el caso N° 5 que en el caso N° 6 (tabla 4.3). Otra desventaja que presenta el caso N° 6 con respecto al caso N° 5, se refleja en la temperatura de salida del gas ácido del regenerador, el cual es de 322 K (120 °F) en el caso N° 6 y de 314 K (105 °F) en el caso N° 5. Estos 264 K (15 °F) de diferencia requieren de mayor esfuerzo de enfriamiento antes de entrar al compresor. De no contemplarse enfriamiento en el caso N° 6, requeriría de compresores más costosos para manejar temperatura en la succión del compresor más elevada.

Existen algunas ventajas en el caso N° 6 con respecto al caso N° 5. Como son por ejemplo: un mayor volumen de CO₂ removido, pero esto representa apenas un 5 por ciento mayor.

El costo de amina sería menor en el caso N° 6 ya que la concentración es aproximadamente 8 por ciento menor que en el caso N° 5. Sin embargo, en el caso N°

6 la alta presión de salida 239,2 kPa (20 psig) en el gas ácido (CO_2) en el tope del regenerador, conduce a una temperatura de trabajo en el rehervidor de 397,5 (255,8 °F) y que la amina pobre alcance en el caso N° 6 0,0614 mol/mol, sin embargo en el caso N° 5 se obtuvo 0,0085 mol/mol, lo cual se interpreta que en el caso N° 6 contiene mayor cantidad de CO_2 residual presente en la amina pobre que viaja al contactor y una de las posibles causas de este comportamiento se debe que en el caso N° 6 la temperatura del rehervidor es de 255,8 > 240 °F alcanzado en el caso N° 5, lo que refleja que en el caso N° 6 parte de la amina se está degradando. Si se desea disminuir la presencia de CO_2 en la amina regenerada, es recomendable disminuir la presión de trabajo del rehervidor de 25 psig en el caso N° 6 a 8 psig como en el caso N° 5.

En el caso N° 6 la cantidad de Btu requerida es menor, 723 Btu /gal de amina con respecto a 870 Btu/gal en el caso N° 5.

Otra ventaja importante del caso N° 5 radica en la temperatura promedio del rehervidor, la cual es aproximadamente 264 K (15 °F) por debajo del caso N° 6, implicando ahorro de energía importante y mayor duración de los rehervidores.

En estas comparaciones entre los casos N° 5 y 6, se puede apreciar ventajas importantes del caso N° 5 con respecto al caso N° 6 y como resultado se selecciona el caso N° 5 para el diseño del resto de la infraestructura asociada (módulo de compresión-calentamiento). En el anexo H se presentan los reportes de HYSYS para el caso N° 5.

4.1.2.5.- Balance de masa y energía

En el anexo I se presenta el balance de masa y energía del módulo de endulzamiento y compresión del caso N°6.

4.1.3.- Descripción del proceso de endulzamiento simulado

El módulo de endulzamiento, está conformado por dos secciones:

Sección de absorción del gas ácido.

Sección de regeneración de la amina.

La capacidad nominal del módulo es de 3,39 MMmced ó 120 MMpced de gas, con un caudal de recirculación de amina pobre de 2.611,93 litros/min ó 690 gpm estándar, para la absorción de componentes ácidos (H_2S y CO_2), mediante el uso de una solución acuosa de MDEA al 50 por ciento en peso.

Sección de absorción del gas ácido

En esta sección el proceso se inicia con la entrada de la mezcla de gas procedente de los gasoductos del área de la estación de válvulas corralito de Santa Rosa al depurador de gas V-110 (Anexo F), donde se extraen los líquidos que puedan estar presentes en el gas. El gas libre de líquidos y sólidos, fluye hacia la torre contactora amina/gas C-110, equipada con 10 platos teóricos, donde entra en contacto con la solución MDEA – agua. El gas entra por la parte inferior de la columna y se pone en contacto en contracorriente con la amina pobre que entra por la parte superior de la misma, procedente de la sección de regeneración de amina, a 8.340 kPa 329 K (1.195 psig y 133 °F) con un caudal de recirculación de 2.611,93 litros/min ó 690

gpm. Allí se produce la absorción de los gases ácidos (H_2S y CO_2), hasta lograr la especificación del producto. El gas dulce o residual, sale por el tope de la torre contactora C-110 y se envía hacia el área de corralito, en el campo Santa Rosa.

Por el fondo de la torre contactora C-110, sale la corriente de amina rica hacia la torre de regeneración de amina. La torre contactora C-110, opera a 8.375 kPa (1.200 psig) y a una temperatura entre 320,7 a 343 K (117,5 y 158,5 °F).

Sección de regeneración de la amina.

En esta sección se regenera la amina rica (en componentes contaminantes), que en este caso específico es la MDEA, con una concentración de 50 por ciento p/p. La amina rica procedente del fondo de la torre contactora C-110 es enviada hacia el separador trifásico V-120, el cual opera a 618 kPa (75 psig) y 338,4 K (149,4 °F), y en donde se separan los hidrocarburos líquidos de la solución acuosa de amina, así como parte de los componentes ácidos.

La amina rica fluye hacia el intercambiador de calor E-110, donde se precalienta hasta 363,7 K (195 °F) con la corriente de amina pobre procedente de la torre regeneradora de amina (C-120). La amina rica precalentada en el intercambiador E-110, va directamente a la torre regeneradora de amina C-120 por la parte superior de ésta. Dicha torre (C-120), opera a una presión de 156,5 kPa (8 psig) y a una temperatura entre 388,7 a 391,4 K (240 a 245 °F) en el fondo de la misma. El gas separado en la torre sale por el tope y es enviado hacia un condensador donde se enfrían los gases ácidos de tope (CO_2 , H_2S , trazas de amina) desde 367,6 hasta 313,7 K (202 hasta 105 °F) y se condensa parte de la solución acuosa de amina. Esta mezcla bifásica se envía hacia un tanque acumulador de reflujo V-130, que opera a 142,7 kPa y 313,7 K (6 psig y 105 °F), se separa la solución acuosa de amina condensada del gas, la cual se recircula nuevamente a la torre, para enriquecer la corriente gaseosa,

mediante las bombas de reflujo de amina P-110 A/B, las cuales poseen una capacidad de 166,7 litros/min (44 gpm), con una presión de succión de 142,7 a 156,5 kPa (6 a 8 psig) de descarga.

Las condiciones operacionales (temperatura y presión) de la torre regeneradora se mantienen por medio un calentador de fuego directo a gas donde se calienta la solución acuosa de amina procedente de la torre regeneradora.

La corriente rectificada (amina pobre), a la cual se le ha extraído el CO₂, sale por el fondo de la torre y se envía hacia el intercambiador de calor de tubos y carcasa E-110, en donde se enfría parcialmente desde 388,7 hasta 368,7 K (240 hasta 204 °F) aproximadamente.

Luego la solución de amina pobre se direcciona al tanque de compensación de amina, el cual tiene como propósito almacenar la misma como tanque de almacenamiento y para la preparación de la solución acuosa de amina, cuando se requiera compensar las pérdidas propias del proceso.

Posteriormente pasa a través del enfriador de amina (E-130) hasta 326,15 K (127,4 °F) y finalmente es enviada hacia la torre contactora por medio de la bomba de alta presión P-130 A/B, con un flujo de 2.611,95 litros/min (690 gpm) y una presión de descarga de 8.340,6 kPa (1.195 psig).

Finalmente se obtienen 113,26 Mmced (4 MMpced) de gas ácido con la siguiente calidad:

Tabla 4.5 Composición del gas ácido (CO₂)

COMPONENTE	% másico	% molar
H2O	0,0229	0,0541
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,9760	0,9436
H2S	0,0001	0,0001
Methane	0,0007	0,0020
Ethane	0,0001	0,0001
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000
Benzene	0,0001	0,0001
n-Heptane	0,0000	0,0000
Toluene	0,0001	0,0000
n-Octane	0,0000	0,0000
E-Benzene	0,0000	0,0000
m-Xylene	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0000	0,0000
n-Decane	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000
n-C12	0,0000	0,0000
MDEAmine	0,0000	0,0000
TOTAL	1,0000	1,0000

4.1.3.1.- Unidad de compresión

Se requiere que el diseño del módulo de compresión sea con el menor número de etapas posible con el objeto de disminuir los costos del proyecto, por lo cual se estableció como máximo cinco etapas de compresión. La relación de compresión total es $18.027,7/142,7 = 126,3$ ($2.614,7/20,7 = 126,3$), donde la relación de compresión óptima para 5 etapas es la raíz quinta de la relación de compresión total (2,6).

La selección del compresor se efectuó de acuerdo a la gráfica de compresores de la GPSA (Compressor Coverage Chart), donde resulta aplicable tanto los compresores multietapas reciprocantes como los centrífugos, sin embargo, se recomienda el uso de los motocompresores reciprocantes por ser más económicos y eficientes a casi todos los rangos de presión y caudales moderados.

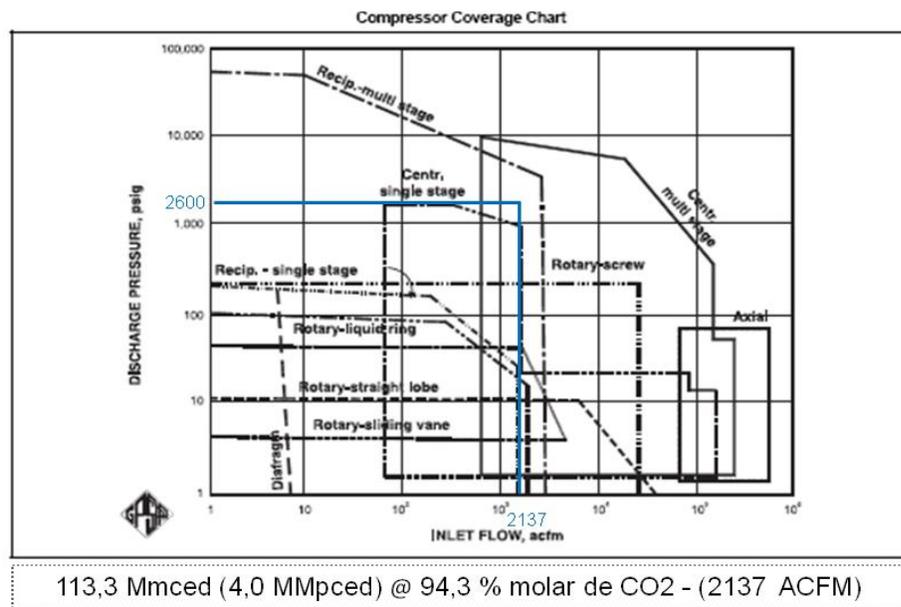


Figura 4.9. Gráfica de compresores de la GPSA (Compressor Coverage Chart)

Se intentó usar la relación de compresión óptima (2,6) en todas las etapas de compresión, alcanzándose una etapa de compresión mas, motivo por el cual se aumento la razón de compresión desde la 1^{era} hasta la 4^{ta} etapa y se bajo en 5^{ta} etapa, tabla 4.6 cuidando de no obtener niveles de temperatura que sobrepasaban los 449,8 K (350 °F) que usualmente considera la mayoría de los fabricantes de compresores, como la temperatura máxima aceptable.

La unidad de compresión está conformada por cinco unidades de compresión con capacidad para manejar entre 113,3 Mmced (4 MMpced) de gas ácido, correspondientes al requerimiento de inyección al pozo RM-25 y elevar la presión de la corriente, hasta 18.027 kPa (2.600 psig). Cada unidad de compresión incluye cinco depuradores y cinco enfriadores interetapas.

El flujo de 84,9 – 113,3 Mmced (3 - 4 MMpced) proveniente de módulo de endulzamiento pasa a la unidad de compresión en su primera etapa con una presión de 142,7 kPa (6 psig) y una temperatura máxima de 313,7 K (105 °F), pasando previamente por el depurador de entrada de esta etapa. En esta fase el flujo de gas ácido es comprimido hasta un nivel de presión de 411,6 kPa (45 psig) y una temperatura máxima de 429,5 K (313,5 °F).

El flujo de gas es comprimido en la primera etapa es enfriado previamente hasta una temperatura de 322 K (120 °F) para luego pasar el segundo depurador íter-etapa y de allí a la segunda fase de compresión donde se incrementa la presión desde 377,1 kPa (40 psig) hasta 997,6 kPa (130 psig) con una temperatura máxima de 429 K (312,6 °F).

Antes de entrar a la siguiente etapa compresión la corriente es enfriada hasta una temperatura de 322 K (120 °F) y nuevamente depurado para luego entrar al a tercera etapa de compresión y ser comprimido hasta alcanzar la presión de 2.962,7 kPa (415 psig) y una temperatura máxima de 447,9 K (346,5 °F).

Igual que en las etapas anteriores la corriente de gas ácido es enfriada hasta una temperatura de 322 K (120 °F) y de igual manera pasa por el depurador íter-etapa para luego entrar al la cuarta etapa de compresión donde se incrementa su presión hasta 8.375 kPa (1.200 psig) y una temperatura máxima de 438,7 K (330 °F).

En la quinta y última etapa de compresión el flujo de gas previamente enfriado hasta la temperatura de 322 K (120 °F) y depurado es comprimido a hasta alcanzar la presión de 18.027,7 kPa (2.600 psig) y una temperatura máxima de 387,9 K (238,7 °F).

A continuación se presenta tabla resumen de resultado (presión de succión, presión de descarga, relación de compresión y temperatura de descarga) de las etapas de compresión, la calidad del gas para inyección y eficiencia por etapas de compresión.

Tabla 4.6 Niveles de presión y temperatura por etapas de compresión

N° Etapas	P _s (kPa / psig)	P _d (kPa / psig)	R _c	T _d (K / °F)
1	142,2 / 6	411,6 / 45	7,5	429,5 / 313,5
2	377,1 / 40	997,6 / 130	3,25	429,0 / 312,6
3	963,1 / 125	2.962,7 / 415	3,32	447,9 / 346,5
4	2.928,2 / 410	8.375,0 / 1.200	2,92	438,7 / 330,1
5	8.340,5 / 1.195	18.027,0 / 2.600	2,17	387,9 / 238,7

Tabla 4.7 Composición de la corriente para inyección

COMPONENTE	% másico	% molar
H ₂ O	0,0024	0,0059
Nitrogeno	0,0000	0,0000
CO ₂	0,9965	0,9917
H ₂ S	0,0001	0,0001
Metano	0,0008	0,0021
Etano	0,0001	0,0001
Propano	0,0000	0,0000
i-Butano	0,0000	0,0000
n-Butano	0,0000	0,0000
i-Pentano	0,0000	0,0000
n-Pentano	0,0000	0,0000
n-Hexano	0,0000	0,0000
Benzeno	0,0002	0,0001
n-Heptano	0,0000	0,0000

Tabla 4.7 Composición de la corriente para inyección, continuación

COMPONENTE	% másico	% molar
Tolueno	0,0000	0,0000
n-Octano	0,0000	0,0000
E-Benzeno	0,0000	0,0000
m-Xyleno	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0000	0,0000
n-Decano	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000
n-C12	0,0000	0,0000
TOTAL	1,0000	1,0000

Tabla 4.8 Eficiencia por etapa de compresión

PARÁMETRO EVALUADO	1 ^{era} ETAPA DE COMPRESIÓN	2 ^{da} ETAPA DE COMPRESIÓN	3 ^{era} ETAPA DE COMPRESIÓN	4 ^{ta} ETAPA DE COMPRESIÓN	5 ^{ta} ETAPA DE COMPRESIÓN
Eficiencia (%)	76,8	79,2	76	80,5	92,7

4.1.3.2.- Unidad de calentamiento

Alcanzado el nivel de presión requerido para la inyección del CO₂, la corriente calentada en el calentador H-100, de fuego directo a gas, desde una temperatura de 387,9 K (238,7 °F) hasta los 477,6 K (400 °F), posteriormente el CO₂ es inyectado al pozo RM-25.

4.1.3.3.- Módulo de producción

El módulo de producción conformado por instalaciones de superficie, se encuentra en la estación de flujo Santa Rosa 6 (SREF-6). En este módulo se recibirá la producción esperada del pozo RM-25 en el orden de 2,545 m³/día y 198 Mmced (16 BBPD de crudo y 7 MMpced), en el separador gas-líquido V-410 de baja presión (Las condiciones de operación deben ser redefinidas luego del estudio final del comportamiento del pozo). Luego de la separación, el gas incorpora al cabezal de gas de 515 kPa (60 psig) existente y el líquido se almacena en el tanque existente T-1694, con una capacidad nominal de 238,5 m³ (1.500 BBLs). El tiempo de almacenamiento para la prueba de producción del pozo RM-25 alcanza para aproximadamente 0.87 días (21 h), en función de la capacidad de trabajo real del tanque de almacenamiento (T-1694).

4.1.4.- Dimensionamiento de las líneas de transferencia

Las bases y premisas establecidas para realizar la simulación hidráulica de las líneas de transferencia, se encuentran ^[36]:

Simulador de procesos PIPEPHASE versión.9.1: se utilizó el paquete de simulación con la opción de cálculo Network- Compositional, utilizando el método Beggs and Brill – Moddy.

Se utilizó la caracterización de la mezcla del gas producido en el campo Santa Rosa y La ceiba.

Capacidad de módulo de endulzamiento: 3,39 MMmced (120 MMpced).

Rango de presión de entrada del Módulo Endulzamiento: 6.858 – 8.375 kPa (980 – 1.200 psig).

Rango de temperatura del Módulo Endulzamiento: 316,5 – 322 K (110 – 120 °F).

Para el cálculo de los diámetros de las tuberías se empleó el siguiente esquema:

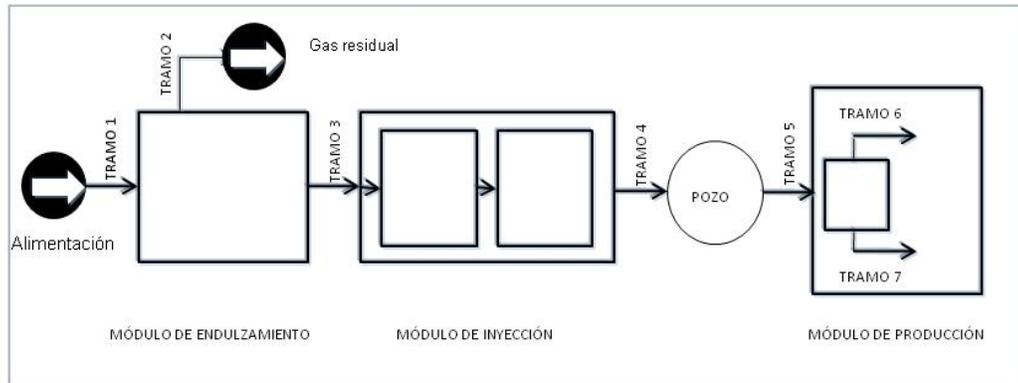


Figura 4.10. Diagrama de bloque de la planta^[36]

Las longitudes empleadas para el cálculo son las siguientes:

Tramo 1 (T1): 300 m.

Tramo 2 (T2): 120 m.

Tramo 3 (T3): 50 m.

Tramo 4 (T4): 11000 m.

Tramo 5 (T5): 50 m.

Tramo 6 (T7): 300 m.

Tramo 7 (T8): 20 m.

Los tramos 1,3 y 4 se realizó la simulación con la tubería aérea. Mientras que en el tramo 2 se utilizó la tubería enterrada, por accesibilidad.

El material utilizado visualizado para las tuberías es acero al carbono; incluyendo el tramo de tubería que va desde el módulo de compresión hasta el calentador, la cual se recomienda colocar un aislante para mantener la temperatura del fluido.

Presión y temperatura de inyección de CO₂ al pozo son: 2.500 psig y 400 °F, respectivamente.

En base a los parámetros descritos anteriormente se determinaron los siguientes diámetros y espesores:

Tabla 4.9 Diámetro, cedula (schedule) y espesor de los distintos tramos de tubería ^[36]

TRAMO	LONGITUDES (mts)	DIAMETRO cm (pulg)	CEDULA (Schedule)	ESPESOR mm(pulg)
1	300	25,40 (10)	60	12,7 (0.500)
2	120	25,40 (10)	60	12,7 (0.500)
3	50	20,32 (8)	80	12,7 (0.500)
4	11000	10,16 (4)	160	13,49 (0.531)
5	50	10,16 (4)	160	12,7 (0.500)
6	300	15,24 (6)	40	7,1 (0.280)
7	20	10,16 (4)	40	6,0 (0.237)

La velocidad de la mezcla obtenida con el simulador Pipephase versión 9.1 debe ser menor al 60 % de la velocidad erosional calculada de acuerdo al manual de ingeniería de diseño de PDVSA 90616.1.024 “Dimensionamiento de tuberías de proceso”; esto para evitar problemas operacionales al enviar el fluido desde un punto a otro del sistema.

La caída de presión Psi/100 pie de tubería fue calculado de acuerdo a la siguientes normas de PDVSA, considerando el fluido a manejar en cada tramo de tubería:

4.1.4.1.- Norma PDVSA L-TP 1.5

Criterios para gases (no vapor)

Tipo de Servicio	ΔP (psig/100 Pie)
Nivel de Presión, psig	
$P > 500$	≤ 2
$200 < P \leq 500$	$\leq 1,5$
$150 < P \leq 200$	$\leq 0,6$
$50 < P \leq 150$	$\leq 0,3$
$0 < P \leq 50$	$\leq 0,15$
Subatmosférica	$\leq 0,1$

Criterios para líquidos (no agua)

Salida fondos de recipientes: $\leq 0,6$ psig/100 Pie

4.1.4.2.- Norma PDVSA 90616.1.024

Criterios para líneas de transferencia

Líquido: Línea de transferencia de 1-3 psig/100 Pie
hidrocarburos

Gas: Línea de transferencia psig/100 Pie

4.1.4.3.- Procedimiento de cálculo

Para el cálculo de los diferentes tramos de tuberías se requiere el procedimiento mostrado a continuación ^[36]:

Se determinó la velocidad límite de erosión.

Se determinó el diámetro de tubería requerido para la transferencia del flujo de gas proveniente del corralito de Santa Rosa hasta la alimentación del módulo de endulzamiento (tramo 1), el diámetro de la tubería que va desde el módulo de endulzamiento hasta el cabezal de gas dulce (tramo 2); los diámetros de las tuberías que unen el módulo de endulzamiento con el módulo de inyección y el tramo que une el módulo de inyección con el pozo RM-25 (tramos 3 y 4). Además se calcularon los diámetros de las tuberías que van desde el pozo al separador (tramo 5) y del separador al cabezal de recolección de gas (tramo 6) y del separador al tanque de almacenamiento (tramo 7); basándose en las premisas de velocidad y caída de presión máximos recomendados, para lo cual se realizara simulación con el software PIPEPHASE versión 9.1, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: composición y condiciones del fluido a la entrada de cada módulo y del pozo.

Se cálculo la caída de presión por cada cien pies de tubería (esto para cada uno de los tramos simulados).

Con el fin de determinar el diámetro requerido para cada una de las tuberías necesarias para el proceso de inyección de CO₂ al pozo RM - 25, se verifico que los perfiles de presión, temperatura, y velocidad erosional cumplan con las premisas establecidas previamente.

Tabla 4.10 Criterios evaluados ^[36]

Tramo	Diámetro (Pulg.)	CRITERIOS EVALUADOS				
		ΔP (psig/100 pie)		Velocidad (pie/s)		
		Nor ma PDVSA	Calculado	Erosional	Máxi ma	Simulada
Tramo 1	10	≤ 2	1,96	73,23	43,93	37,73
Tramo 2	10	≤ 2	1,90	76,94	45,89	38,63
Tramo 3	8	< 0,15	0,12	305,80	183,4	45,44
Tramo 4	4	≤ 2	0,11	28,32	16,99	2,98
Tramo 5	4	≤ 2	0,3	40,87	2,922	6,69
Tramo 6	4	0,5 - 2	1,88	192,55	115,5	55,88
Tramo 7	4	≤ 0,6	0,10	23,52	14,11	1,60

4.1.5.- Estimado de costo clase V

Se tomó como base para la elaboración del estimado de costos de inversión, el listado de equipos y arreglos del proceso de la opción seleccionada para la obtención de 113,3 Mmced (4 MMpced) de gas con un 94 % molar de CO₂. Este trabajo considerará el estimado elaborado en la visualización del proyecto (tabla 4.10).

4.1.5.1.- Bases y premisas del estimado de costos

Estimado de costos clase V en orden y magnitud, basado en indicadores de costos de procura e instalación de equipos principales de proceso, indicadores de costos de tuberías, indicadores de costos de instrumentos, derivados de la visualización.

4.1.5.2.- Aspectos importantes

Los factores empleados están referidos a la base de datos y la experiencia en proyectos similares.

El estimado de costos está elaborado a valor constante para el mes de julio del año 2008, a una tasa cambiaria de 2150 Bs/US\$.

Los precios presentados no incluyen el impuesto al valor agregado (I.V.A).

Costos de procura e instalación tomados de manuales referenciales nacionales e internacionales y cotizaciones proporcionadas por algunos suplidores.

No se consideran dentro del estimado los costos la adquisición de terrenos debido a que el proyecto será ejecutado en instalaciones existentes pertenecientes a PDVSA.

Se consideró revestimiento interno para las líneas que van a transportar la corriente de gas ácido con 99 por ciento molar de CO₂.

Los equipos a considerados forman parte de los siguientes sistemas:

Módulo de Endulzamiento.

Unidad de Compresión.

Unidad de Calentamiento.

Módulo de Producción.

Componentes del módulo de endulzamiento.

- Torre contactora (C – 110).
- Torre regeneradora (C – 120).
- Depurador de entrada (V – 110).
- Separador trifásico (V – 120).
- Acumulador de reflujo (V – 100).

- Recuperadora de amina (V-130).
- Condensador de tope (E – 100).
- Enfriador de amina pobre (E – 130).
- Intercambiador amina rica / amina pobre (E – 110).
- Tanque de compensación de amina (T –100).
- Rehervidor de amina (H – 100).
- Bombas de reflujo de amina (P – 110 A/B).
- Bombas de amina pobre (P – 130 A/B).
- Filtro de amina rica (FIL – 110).
- Filtro de amina pobre (FIL – 120).
- Instrumentación requerida.

Componentes de la unidad de compresión

- Depurador primera etapa (V – 100).
- Depurador segunda etapa (V – 101).
- Depurador tercera etapa (V – 102).

- Depurador cuarta etapa (V – 103).

- Depurador quinta etapa (V – 104).

- Enfriador primera etapa de compresión (E – 100).

- Enfriador segunda etapa de compresión (E – 101).

- Enfriador tercera etapa de compresión (E – 102).

- Enfriador cuarta etapa de compresión (E – 103).

- Enfriador Quinta Etapa de Compresión (E – 104).

- Compresor de Nivel Primera Etapa (K – 100).

- Compresor de Nivel Segunda Etapa (K – 102).

- Compresor de Nivel Tercera Etapa (K – 102).

- Compresor de Nivel Cuarta Etapa (K – 103).

- Compresor de Nivel Quinta Etapa (K – 104).

- Motor de Combustión Interna y Accesorios.

- Válvulas, Tuberías y Accesorios.

- Sistema de Lubricación.

- Instrumentación requerida.

- Panel de Control.

Componentes de la unidad de calentamiento.

- Calentador de CO₂ (H – 100).

- Válvulas, tuberías y accesorios.

- Instrumentación requerida.

Tabla 4.11 Estimado de costos clase V del caso N°5

Descripción	Cantidad (m)	Ingeniería		Procura		Construcción		Gestión		Total BsF.	Total \$
		Precio BsF.	Precio US \$	Precio BsF.	Precio US \$	Precio BsF.	Precio US \$	Precio BsF.	Precio US \$		
Línea de alimentación a módulo de endulzamiento - 10" x 300 mts.	300	4.339	2.018	96.653	44.955	123.914	57.634	8.674	4.034	233.580	108.642
Línea de retorno gas dulce - 10" x 120 mts.	120	1.736	807	38.661	17.982	49.565	23.054	3.470	1.614	93.432	43.457
Línea de retorno gas dulce - 8" x 50 mts.	50	723	336	16.109	7.493	20.652	9.606	1.446	672	38.930	18.107
Línea de inyección CO2 - 4" x 11000 mts.	11000	89.389	41.576	1.969.738	916.157	2.574.720	1.197.544	180.230	83.828	4.814.078	2.239.106
Línea del pozo al separador - 4" x 50 mts.	50	406.315	189	8.953	4.164	11.703	5.443	819.229	381	21.882	10.178
Línea del separador al cabezal de gas - 4" x 300 mts.	300	2.438	1.134	53.720	24.986	70.220	32.660	4.915	2.286	131.293	61.067
Línea del separador al tanque de almacenamiento de crudo - 4" x 20 mts.	20	163	76	3.581	1.666	4.681	2.177	328	152	8.753	4.071
Sistema de control de presión + instrumentación		15.050	7.000	215.000	100.000	64.500	30.000	6.450	3.000	301.000	140.000
Total de líneas		114.244	53.137	2.402.416	1.117.403	2.919.956	1.358.119	206.332	95.968	5.642.948	2.624.627
Modulo de compresión				8.170.000	3.800.000						
Modulo de calentamiento				7.525.000	3.500.000						
Modulo de endulzamiento				26.875.000	12.500.000						
Total de equipos		4.837.500	2.250.000	42.570.000	19.800.000	10.750.000	5.000.000	851.400	396.000	59.008.900	27.446.000
Precio Total		4.951.744	2.303.137	44.972.416	20.917.403	13.669.956	6.358.119	1.057.732	491.968	64.651.848	30.070.627

4.1.5.3.- Comparación de los estimados del caso N°5 con el caso N°6

Como se indico anteriormente el caso N° 6 representa los valores que actualmente se están considerando para ejecutar el proyecto y los cuales fueron obtenidos de la ingeniería conceptual contratada por PDVSA a una empresa externa. En este punto se examinó el estimado de costo para efecto de comparación. En el anexo J se mostrara el estimado de costo del caso N° 6.

El estimado de costo presentado en la tabla 4.10, representa los costos para el caso N° 5 obtenidos en la visualización del proyecto, los cuales representan un porcentaje en el orden del 65 por ciento con respecto al estimado clase IV (100.000.000 Bs.F) del caso N° 6. La diferencia en los costos radica principalmente en el material visualizado para la construcción de la línea de transmisión del flujo volumétrico del CO₂ (113,3 Mmced ó 4 MMpced) requerida para la inyección al pozo RM-25. En el caso N° 5 se consideró acero al carbono con un espesor adecuado, por la duración de la prueba, la cual será de 6 ciclos por 45 días cada uno, dando una duración total del proyecto de nueve meses aproximadamente. Mientras que el caso N°6 seleccionaron fibra de vidrio reforzado, material que se emplearía de tratarse de un proyecto para 20 años. Por lo cual se incremento los costos en el orden del 20 por ciento.

Adicionalmente se observo que a pesar de contemplar costos elevados el caso N° 6, no incluyó el costo del flujo volumétrico de la solución MDEA.

CONCLUSIONES

Con el fin de incrementar el recobro del gas natural en ciertos yacimientos de condensado del área de Anaco, PDVSA ha planteado la inyección cíclica de CO₂ supercrítico a esos yacimiento. Por esta razón, en este trabajo se realiza una investigación de las opciones de suministro de CO₂ y los casos planteados para el diseño del módulo de endulzamiento de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico. El objetivo que se persigue en este trabajo es obtener un flujo volumétrico máximo requerido para la inyección (113,3 Mmced o 4 MMpced). Entre las principales conclusiones obtenidas en este trabajo se destacan las siguientes:

Se determinó que la opción más viable desde el punto de vista técnico fue la opción N°2, que contempla la remoción del CO₂ de la corriente de gas del campo Santa Rosa y se seleccionó la tecnología de endulzamiento remoción por absorción con solvente químico (alcanolamina).

Se escogió la amina Metildietanolamina Activada (MDEA⁺) para el proceso de endulzamiento, ya que se estima que es una combinación de MDEA al 80 por ciento con DEA (dietanolamina) al 20 por ciento y a la cual se le agrega aditivos (inhibidores, antiespumantes y anticorrosivos) que perfeccionan la calidad del solvente.

Se estudiaron cinco posibles casos para diseñar el módulo de endulzamiento, de los cuales se seleccionó el caso N° 5 por visualizarse mejor técnicamente, y los valores obtenidos fueron comparados con los valores extraídos de la ingeniería conceptual efectuada por una consultora y que actualmente son estos valores los que se están considerando para ejecutar el proyecto. Producto de la comparación se seleccionó el caso N° 5 como el más adecuado para diseñar el módulo de

endulzamiento. Adicionalmente se observó que los valores obtenidos en el caso N°6 reflejan discrepancia importante con respecto a los valores de los parámetros de procesos recomendados, los más relevantes son los siguientes:

1. La presión de salida del gas ácido (CO_2) en 239,2 kPa (20 psig), cuando el rango óptimo recomendado es de 142,7 a 156,5 kPa (6 a 8 psig).

2. Por efecto de la alta presión 239,2 kPa (20 psig) en el tope del regenerador, los moles de gas ácido residual contenido en la solución (0,0614 mol de gas ácido residual por mol de amina), supera los límites recomendados, 0,005 mol de gas residual por mol de amina) establecido por los fabricantes y operadores (tabla 4.1 o anexo K). El valor 0,0614 indica que la solución de amina pobre contiene un volumen de CO_2 , 6 a 12 veces mayor al valor recomendado. En nuestro trabajo caso N° 5 se obtuvo un valor de 0,0085 mol de gas ácido residual por mol de amina, lo cual es un valor muy cercano a lo recomendado por los fabricantes.

La relación de reflujo en el regenerador, es muy inferior a los límites establecidos por la empresa Unión Carbide, ubicándose 0,294 vs. 0,75 límite inferior del rango recomendado.

El número de platos teóricos en el absorbedor de 20 vs. 10 y en el regenerador de 23 vs. 9.

Con el empleo del caso N° 5 se logrará disminuir la presión en el tope del regenerador de 239,2 kPa (22,5 psig) a 142,7 kPa (6 psig), en comparación con el caso N° 6, logrando así un diseño en el rango óptimo 142,7 a 156,5 kPa (6 a 8 psig). Adicionalmente se disminuirá la temperatura en el fondo 397,5 A 388,7 K (255,8 a 240 °F) y en el tope del regenerador de 323 a 313,7 K (120 a 105 °F). Estos 264 K (15 °F) de diferencia en el tope, requieren de mayor esfuerzo de enfriamiento antes de

entrar al compresor. De no contemplarse enfriamiento en el caso N° 6, requeriría de compresores más costosos para manejar temperaturas más elevadas en la succión del compresor.

La presión de salida del gas ácido gobierna todos los otros parámetros significativos del módulo de endulzamiento, por lo tanto diseñar en los rangos recomendados mejorará la operación y los costos desde el punto de vista de la amina.

El estudio y el análisis del proceso de endulzamiento por absorción con solvente químico (alcanolamina), específicamente con la amina Metildietanolamina activada (MDEA⁺) en 50 por ciento por peso en la solución MDEA-AGUA. Permite diseñar la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico en los rangos óptimos recomendados, para el buen funcionamiento de la planta y ahorros en la operación y mantenimiento de la misma.

La capacidad del módulo de endulzamiento es de 3,39 MMmced (120 MMpced) y está referida al contenido de CO₂ (5,28 % molar) en el gas de alimentación.

El compresor visualizado para el módulo de compresión es de tipo recíprocante por ser más económicos, eficientes a casi todos los rangos de presión y caudales moderados, los cuales pueden ser variables. Además pueden tener una máxima relación de compresión por etapa de diez, permitiendo así disminuir las etapas de compresión y los costos asociados.

La ubicación del módulo de endulzamiento y de compresión será aproximadamente a 500 m del corralito de Santa Rosa.

El gas de alimentación del módulo de endulzamiento será enviado a través de una línea de 25,40 cm (10 pulg) de diámetro por construir.

El volumen de gas ácido (CO_2) será enviado al pozo RM-25 a través de una línea 10,16 mm x 11000 m (4 pulg x 11 km) por construir.

El calentador estará ubicado en las adyacencias del pozo RM-25.

Para la transferencia de la producción desde el pozo RM-25 hasta la estación Santa Rosa 6 se utilizará una línea existente de 10,16 mm x 8000 m (4 pulg x 8 km).

El caso seleccionado (N° 5) para el diseño del módulo de endulzamiento permite cumplir con las premisas de diseño establecidas:

i.) Disponibilidad de 84,9 a 113,3 Mmced (3 a 4 MMpced) de gas ácido con un contenido mínimo de CO_2 del 94 por ciento molar.

ii.) Presión del fluido en el cabezal de pozo de 17338 kPa (2500 psig).

iii.) Temperatura del fluido en el cabezal de pozo de 477,6 K (400 °F).

iv.) Suministro continuo y seguro.

v.) Funcionamiento con los parámetros de procesos en los rangos recomendados.

Los estimado de costo asociado a la construcción de la planta piloto de inyección cíclica de CO_2 supercrítico en el pozo RM-25, del campo Santa Rosa están en el orden de 65 MMBs.F (Aproximadamente 30 MMS) en la visualización y en

100 MMBs.F (Aproximadamente 46 MM\$) en la ingeniería conceptual del proyecto. Sin embargo, tomando en cuenta que el absorbedor como el regenerador del caso N° 5 representan en ambos casos aproximadamente la mitad de los platos teóricos y se propone no utilizar fibra de vidrio reforzada para la construcción de la línea de transmisión del CO₂ al pozo, es de esperarse que el estimado de costo sea menor a los 100 MMBs.F obtenidos en la ingeniería conceptual.

RECOMENDACIONES

Se recomienda al personal de PDVSA encargado del proyecto revisar las observaciones derivadas de este trabajo y determinar si existen meritos suficiente para reconsiderar las decisiones hasta ahora tomadas, considerando el caso N° 5 para el diseño de la infraestructura del modulo de endulzamiento. Esta recomendación se hace más evidente si tomamos en cuenta que el proyecto se paralizó en parte por el costo asociado. Es posible que en la revisión del proyecto si se usa el caso N° 5, arroje ahorros lo suficientemente importante como para su reinicio. Esto se deriva como se mencionó en las conclusiones que el caso N° 5 considera aproximadamente la mitad del número de platos teóricos tanto en el absorbedor como en el regenerador del caso N° 6, por lo que los costos de la construcción deben reducirse.

Analizar la posibilidad de ejecutar los proyectos con esfuerzo propio antes de contratar análisis y estudios con empresas externas. Con este estudio es evidente que en la actualidad existe personal dentro de la empresa (PDVSA) que pudiera realizar estudios que usualmente son contratados a entes externos y aun así los resultados obtenidos no son necesariamente los más convenientes para la empresa.

BIBLIOGRAFÍA

[1] Martínez, M., y Bermúdez, B. “Diccionario de Gas Natural” Ingenieros Consultores y Asociados, C.A. (2000).

[2] Martínez, M., “Ingeniería de Gas, Principio y Aplicaciones” Ingenieros Consultores y Asociados, C.A. (2000).

[3] Rodríguez, P., “Compresión del Gas Natural”. Asesores Termo Petroleo, S.C. (2000).

[4] Himmelblau, D., “Principio Básico y Cálculos en Ingeniería Química”. Sexta Edición. (1997).

[5] Martínez, M., “El Diagrama de Fases, un Lenguaje en la Industria del Gas Natural” Ingenieros Consultores y Asociados, C.A.(2002).

[6] Rojas, G., "Ingeniería de Yacimientos de Gas Condensado", Puerto La Cruz, Octubre, (2003).

[7] Grigarten, A., Al-lamki, A. y Daungkaew, S., "Well Test in Gas-Condensate Reservoir", Trabajo SPE N° 62920, ATCE , Dallas, Texas, Octubre 1 - 4, (2000).

[8] Proyectos Especiales, PDVSA Gas. “Especificaciones Técnicas VEE3 CO₂ – Simulación”. Puerto la Cruz. (2005).

[9] Briones, M., "Curso de Análisis PVT", Puerto La Cruz. (1999)

[10] Van Ness, J. y Smith, J., "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", Quinta Edición. Editorial. México. (1997).

[11] Van der Waals, J., "On the Continuity of the Liquid and Gaseous State", Ph.D. Dissertation, Sigthoff, Leiden.(1873).

[12] Kalaydjian, J., Bourbiaux, B. and Lombard, J., "Predicting gas - condensate reservoir performance: How Flow Parameters are Altered when Approaching Production Well", Trabajo N° SPE 36715, ATCE , Denver, Colorado, Octubre 6-9, (1996).

[13] Chang, S., Ring, G. Shilun, L., Xiao, G., Liangjian, S. y Fengjing S., "The Different Condensate Gas Recover/ Using Gas Oil Permeability and Gas Condensate Permeability Curve", Trabajo SPE N° 80519, Asia Pacific Oil and Gas Conf. and Exh., Jakarta, Indonesia, Abril 15-17, (2003).

[14] Henderson, G., Danesh, A., Tehrani, D. y Peden J., "The Effect of Velocity and Interfacial Tensión on Relativa Permeability of Gas condensate Fluids in the Wellbore Región", Elsevier, Journal of Petroleum Science and Engineering, Agosto, (1996).

[15] Ursin, J., "Fluid Flow in Gas Condensate Reservoirs: The interplay of Forces and Their Relative Strengths", Elsevier, Journal of Petroleum Science and Engineering, Septiembre, (2003).

[16] Rivera, J. "Prácticas de Ingeniería de Yacimientos Petrolíferos", Puerto La Cruz, Octubre, (2004).

[17] Fevang, O y Whitson C., "Modeling Gas Condensate Well Deliverability", Trabajo N° SPE Res. Eng., Noviembre, (1996).

[18] Thomas, F., Anraku, T., Bennion, B., and Bennion W., "Optimizing Production From A Rich Gas condensate Reservoir", Trabajo N° SPE/DOE 35455, Tenth symposium on Improved Oil Recovery, Tulsa, Ok, Abril 21-24, (1996).

[19] Chatsis, L. y Morrow, R., "Correlation of Capillary Number Relationships for Sandstones", Trabajo N° SPE 10114, 56th Annual Fall Tech. Conf. and Exh., SPE - AIME; San Antonio, Texas, Octubre 5-7, (1981).

[20] Bloom, S. y Hagoort, J., "The Combined Effect of Near Critical Relative Permeability and Non - Darcy Flow on Well Impairment by Condensate Drop Out", SPE Res. Val & Eng., Octubre, (1998).

[21] Narayanaswamy, G., Pope, G., Sharma M., Hwang, M. y Vaidya, R., "Predicting Gas Condensate Well Productivity Using Capillary Number and Non — Darcy Effects", Trabajo N° 51910, Reservoir Simulation Symposium, Houston, Texas, Febrero 14-17, (1999).

[22] Rojas, G., "Estimulación de Pozos de Gas Condensado con inyección Alterna de Gas Seco (IAGS)", Gerencia de Ingeniería de Petróleo, Corpoven, S.A., Julio (1994).

[23] Du, L., Walter, J., Pope, G., Sharma, M. y Wang, P., "Use of Solvents to Improve the Productivity of Gas Condensate Wells", Trabajo N° SPE 62935, ATCE 2000, Dallas, TX.

[24] Jamaluddin, A., Ye, S. Thomas, J., D'Cruz, D. y Nigh wander, J., "Experimental and Theoretical Assessment of Using Propane to Remediate Liquid

Buildup in Condensate Reservoirs", Trabajo N° SPE 71526, ATCE 2001, NewOrleans, L.A.

[25] Pino, F. "Endulzamiento del Gas Natural". Maturín. (2003)

[26] Rodríguez, P., "Endulzamiento del Gas Natural". Asesores Termo Petróleo, S.C. (2000).

[27] Gil, J., "Procesamiento y Tratamiento del Gas Natural - Edulzamiento". Barcelona. (2005).

[28] Martínez, M., "Endulzamiento del Gas Natural" Ingenieros Consultores y Asociados, C.A. (2000).

[29] Guerra, O., "Procesamiento y Tratamiento del Gas Natural - Edulzamiento". Barcelona. (2007).

[30] AspenTech Customer Education Training Manual, "Process Modeling Using Aspen Hysys". (2007).

[31] PDVSA Gas. "Visualización del Proyecto: Planta Piloto de Inyección Cíclica de CO₂ Supercrítico en el Pozo RM-25, del Campo Canta Rosa, Producción Gas Anaco". Superintendencia Optimización de Infraestructura. Documento: S06J5-11160-IP61801 (2006).

[32] Hernández, R. “Metodología de la investigación”. Ediciones Mc Graw Hill Interamericana de Editores, México. (1998).

[33] Hurtado, J., “El Anteproyecto y el Marco Teórico. Un Enfoque Holístico Fundación SYPAL”, Caracas. (1996).

[34] Ander-Egg, E., “Introducción a las Técnicas de Investigación Social”. Editorial Humanística, Buenos Aires. (1982).

[35] PDVSA Gas. “Ingeniería Conceptual del Proyecto: Planta Piloto de Inyección Cíclica de CO₂ Supercrítico en el Pozo RM-25, del Campo Canta Rosa, Producción Gas Anaco”. Superintendencia Optimización de Infraestructura. Documentos: S06J5-11100-IP-14102 y S06J5-11100-IP-125001 (2007).

[36] GPSA – “Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book”. Pág. 21-6

[37] Rodulfo, A. “Simuladores”. Barcelona, Octubre, (2006).

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	"EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE CO ₂ SUPERCRÍTICO EN EL POZO RM 25, DEL CAMPO SANTA ROSA, PRODUCCIÓN GAS ANACO"
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Domínguez Nuñez, María Graciela	CVLAC: 12.792.989. E MAIL: dominguezmg@pdvsa.com
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Recuperación de condensados

Inyección cíclica de CO₂

Evaluación

Yacimientos de gas

Planta de endulzamiento

Planta de Compresión

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Coordinación general de postgrado / Ingeniería	Especialización

RESUMEN (ABSTRACT):

El comportamiento de la presión promedio en el yacimiento VEE3 RM-01, descendió de 3850 psig a 1800 psig. Debido a esto la Gerencia Proyecto Especiales realizó un estudio para evaluar el yacimiento con el objeto de incrementar el recobro y mantener la productividad de los pozos. A raíz de este estudio en el Portafolio de Oportunidades (PDO) del Distrito Gas Anaco, se espera generar una producción pico para el año 2013 cercano a 300 MMPCED y 10 MB/D de gas y petróleo respectivamente. La metodología utilizada contempla la revaporización del gas condensado “In Situ”, mediante inyección de gas supercrítico (CO₂). Por estas razones, este trabajo analiza varias opciones de diseño de la planta piloto de inyección cíclica de CO₂ supercrítico, con el fin de compararlo con el estudio contratado por PDVSA.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:
CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Rodríguez, Pablo	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:	1.633.795.			
	E_MAIL	pablojoserodriguez@cantv.net			
Nuñez, Javier	ROL	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:	11.933.298			
	E_MAIL	nuñezj@pdvsa.com			
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@cantv.net			
Martínez, Johnny	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.340.841			
	E_MAIL	johnnymartinez@gmail.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	05	08
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Planta piloto de inyección de CO2	Application / msword
Anexos del proyecto piloto	Imagen / jpg

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y
z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: 1 año y 11 meses (26-06-07 al 08-05-09) (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Especialista en Ingeniería de gas

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Postgrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Ingeniería y ciencias aplicadas

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado:

“Los trabajos de grado son propiedad exclusiva de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento expreso del Consejo de Núcleo respectivo, quien participará al Consejo Universitario”.

AUTOR

Ing. Petróleo, María G.

AUTOR

AUTOR

TUTOR

Ing. Pablo Rodríguez M.Sc, Ph. D.

JURADO

Ing. Arturo Rodulfo, M.Sc.

JURADO

Ing. Jhonny Martínez, M.Sc, D.Sc.

POR LA SUBCOMISION DE TESIS