

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTUDIO Y SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS Y DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS DE UNA REFINERÍA NACIONAL PARA LA EVALUACIÓN Y PROPUESTAS DE MEJORAS

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Rivera R., Aníbal J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, Noviembre 2008

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTUDIO Y SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS Y DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS DE UNA REFINERÍA NACIONAL PARA LA EVALUACIÓN Y PROPUESTAS DE MEJORAS

TUTORES: Ing. Cesar Gutiérrez
Ing. Alfredo Vilorio

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Rivera R., Aníbal J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, Noviembre 2008

Rivera R. Aníbal R.

ESTUDIO Y SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS Y DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS DE UNA REFINERÍA NACIONAL PARA LA EVALUACIÓN Y PROPUESTAS DE MEJORAS

Tutor Industrial: Ing. César Gutiérrez. Tutor Académico: Prof. Alfredo Viloria.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería Escuela de Ingeniería Química. Año 2008, 192 p

Palabras Claves: Simulador ASPEN HYSYS, Endulzamiento de gas, Aminas, Aguas agrias.

Resumen. Se realizó el estudio y simulación de las unidades de endulzamiento de gas y tratamiento de aguas agrias de una refinería nacional, empleando los módulos correspondientes del simulador de procesos químicos ASPEN HYSYS 2004.2. Además fue creada una interfaz amigable para las simulaciones realizadas mediante la aplicación ASPEN SIMULATION WORKBOOK, la cual crea un vínculo directo entre las simulaciones realizadas y la hoja de cálculo de Excel.

Las simulaciones realizadas reproducen adecuadamente los datos operacionales de planta, bajo un criterio de error máximo del 10%. Mediante la simulación de la planta de endulzamiento fue verificado la torre de absorción de baja presión esta operando con una circulación excesiva de DEA al 21,6%, por lo cual se propone disminuirlo desde 180 a 40 GPM con lo que se reduce el calor necesario para la regeneración en un 25,7%. Otra opción evaluada fue la operación sin el lavado con de la columna de alta presión, encontrándose que no es recomendable la eliminación del mismo ya que rescata el 90,4% de la amina arrastrada por el gas dulce. También fueron evaluadas la DIPA y MDEA a distintas concentraciones como alternativas de solvente.

La simulación de la planta de tratamiento de aguas agrias reflejó que el flujo hacia el pumparound de tope de la columna despojadora debe estar en el rango de 400 a 500 GPM para evitar una concertación excesiva de agua en el gas de tope y la formación indeseada del hidrosulfuro de sodio.

Por último, además de crear una interfaz didáctica y amigable para manipular las simulaciones, fue realizada una guía para el uso de la herramienta ASPEN SIMULATION WORKBOOK con el fin de incentivar su empleo.

ACTA DE APROBACIÓN

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Aníbal José Rivera Rodríguez., titulado:

“Estudio y simulación de una unidad de endulzamiento de gases ácidos y de tratamiento de aguas agrias de una refineria nacional para la evaluación y propuestas de mejoras”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.



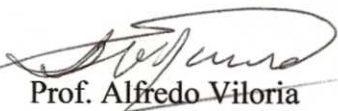
Prof. Leonado Oropeza

Jurado



Prof. Humberto Kum

Jurado



Prof. Alfredo Vilorio

Tutor Académico



Prof. Trino Romero

Tutor Académico



Ing. César Gutiérrez

Tutor Industrial



ACTA

MENCIÓN HONORÍFICA

Nosotros los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado titulado **"ESTUDIO y SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS Y DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS DE UNA REFINERÍA NACIONAL PARA LA EVALUACIÓN Y PROPUESTAS DE MEJORAS"** realizado por el Bachiller: **Aníbal José Rivera Rodríguez**, queremos dejar constancia del nivel del trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la nota máxima obtenible en estos casos: **Veinte puntos (20)**. Así mismo, hemos decidido concederle **Mención Honorífica** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado y por el aporte a la solución oportuna de problemas operacionales de las unidades de endulzamiento y de tratamientos de aguas agrias, y por el desarrollo de una herramienta que debe ser considerada en la definición de proyectos de incremento de capacidad en unidades existentes o de incorporación de nuevas unidades.

Dado en Caracas, a los cuatro días del mes de noviembre del año dos mil ocho.

Prof. Leonardo Oropeza
Jurado

Prof. Humberto Kum
Jurado

Prof. Alfredo Viloria
Tutor Académico

Prof. Trino Romero
Tutor Académico

DEDICATORIA

A Dios Todopoderoso por ser mi mayor guía espiritual, por iluminar mi camino y estar siempre presente en cada instante de mi vida, por fortalecer mis ideales dándome la perseverancia necesaria para alcanzar este sueño. A ti mi Señor Padre, por permitirme formar parte de una familia maravillosa, que junto a ti me han llevado de la mano para alcanzar esta meta tan anhelada, que no es el fin sino el inicio de muchas otras. Siempre seré lo que hagas de mí.

A mis amados padres, Lourdes Rodríguez y Cruz Aníbal Rivera, quienes han entregado su vida con el firme ideal de sacar a sus hijos adelante, inculcándonos esos valores y propósitos de vida que hacen posible que los sueños se materialicen. No existen, ni existirán jamás las palabras para agradecerles todo el amor, abnegación, dedicación, consejos, sacrificios y apoyo incondicional que me han brindado para llegar hasta aquí. Si con esta meta se ha materializado uno de sus sueños, mi mayor sueño se materializó al poder contar siempre con ustedes para lograrla. “Gracias Dios por los padres que me has dado,” este logro es de ustedes.

A mi hermanita adorada, Luanys Rivera, quien siempre ha sido un ejemplo a seguir por su inigualable dedicación para lograr sus metas con grandes resultados. A ti hermana, porque sin saber me has enseñado que en muchos aspectos la vida es dura y que levantarse es lo que cuenta. Te admiro y siempre contarás conmigo.

Por último y primera en mi corazón, a ti “mi reina”, mi abuela, Luisa Antonia Rodríguez, aunque no te tengo conmigo físicamente me has acompañado como nadie, tus valores inculcados me han hecho ser la persona que soy y sé que desde el cielo estás compartiendo conmigo esta meta. “Bendición”...

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre Universidad Central de Venezuela, por ser mi segundo hogar durante los años de estudios necesarios para forjarme como Ingeniero Químico.

A Intevep por darme la oportunidad de formar parte de su equipo de trabajo, brindándome todas las herramientas necesarias para llevar a cabo mi tesis.

A mi tutor industrial César Gutiérrez, por saber combinar adecuadamente la exigencia, el compromiso y la amistad. Gracias por todo el tiempo dedicado a enseñarme, la paciencia, el apoyo y la excelencia académica y humana. Gracias a ti el trabajo siempre se guió en el camino adecuado.

A mi tutor académico, Alfredo Vilorio por guiarme a lo largo del desarrollo de mi trabajo especial de grado y formar parte en el cumplimiento de esta meta.

A todo el equipo de profesionales que me brindaron sus conocimientos a lo largo de mi carrera, en especial al profesor Humberto Kum por su alto nivel de profesionalismo e inigualable empatía al enseñar, al profesor Trino Romero, por combinar sus enseñanzas teóricas con el sentido práctico, al profesor Leonardo Oropeza, quien siempre encuentra el tiempo necesario para dedicarle a sus alumnos haciendo ameno cada minuto de enseñanza, a los profesores Anubis Pérez y Wadou Baré quienes además de conocimientos me impartieron lecciones de vida para ser mejor persona. Todos ustedes forjaron las bases fundamentales de mis conocimientos como Ingeniero Químico, de verdad gracias.

A mi mejor amigo desde la infancia, mi fiel amigo y siempre hermano, Pedro Ceballos, compañero de estudios, de juegos, de fiestas. Gracias por permitirme

compartir contigo todas esas alegrías, rabias y tristezas a través de todos estos años. Eres el hermano que nunca tuve.

A “mi chamita” Livia Bravo, por alegrarme la vida durante la mayor parte de mi carrera. Gracias por compartir conmigo esa sonrisa y personalidad única que me hace adorarte cada día más.

A mis amigos Karem, Francis, Héctor, José y César, por cubrir esa parte tan necesaria en la vida como lo es la amistad.

Por último, aunque mas esenciales en vida, a mis padres Lourdes Rodríguez y Aníbal Rivera y a mi hermana Luanys Rivera, por conformar ese gran equipo que somos. Sin lugar a dudas esta meta es de ustedes ya que sin su presencia no seria posible. “Somos cuatro en uno”.

De verdad Gracias y que Dios los bendiga a todos!!!

TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
ÍNDICE DE TABLAS	XIV
ÍNDICE DE FIGURAS	XVIII
 CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN	 1
1 Planteamiento del problema	3
1.1 Objetivos	5
1.1.1 Objetivo general	5
1.1.2 Objetivos específicos	5
1.2 Antecedentes	6
 CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	 8
2.1 Planta de endulzamiento de gases ácidos	8
2.1.1 Gases ácidos	8
2.1.2 Procesos aplicados para la remoción de gases ácidos	9
2.1.2.1 Absorción física	10
2.1.2.2 Absorción química	10
2.1.3 Tecnologías de los principales solventes usados en el tratamiento de gas	12
2.1.4 Propiedades de las alcanolaminas	15
2.1.5 Solventes de alcanolaminas –ventajas y desventajas	18
2.1.5.1 Monoetanolamina (MEA).....	18
2.1.5.2 Dietanolamina (DEA)	19
2.1.5.3 Diglicolamina (DGA)	20
2.1.5.4 Metildietanolamina (MDEA)	20
2.1.5.5 Diisopropilamina (DIPA)	21

	Pág.
2.1.5.6 Mezcla de aminas	21
2.1.6 La química del tratamiento de gas con alcanolaminas	23
2.1.7 La fuerza de la base y concentración de las soluciones de alcanolaminas	26
2.1.8 Ubicación del proceso de endulzamiento de gas dentro del esquema de refinación	28
2.1.9 Descripción del proceso de endulzamiento de gas	30
2.1.9.1 Condiciones de operación típicas	33
2.1.9.2 Efectos térmicos en los absorbedores	35
2.1.10 Principales contaminantes de las plantas de endulzamiento de gas	38
2.1.10.1 Sales estables al calor (Sales Termo Estables)	38
2.1.10.2 Degradación	38
2.1.10.3 Inyección de químicos	38
2.1.10.4 Hidrocarburos	39
2.1.10.5 Particulantes	39
2.1.11 Principales problemas presentados en el proceso de endulzamiento ...	39
2.1.11.1 Corrosión	40
2.1.11.2 Formación de espuma	40
2.1.11.3 Pérdidas de solvente	40
2.2 Planta de tratamiento de aguas agrias	42
2.2.1 Origen de las aguas agrias	42
2.2.2 Principios del despojamiento de aguas agrias	43
2.2.3 Descripción del proceso	44
2.2.4 Remoción de H_2S y NH_3	46
2.2.5 Corrosión en las unidades de despojamiento de aguas agrias	47
2.3 Fundamentos de simulación	48
2.3.1 Empleo del simulador Aspen Hysys 2004.2	48
2.3.1.1 Paquete de aminas.	51
2.3.1.1.1 Modelo de Kent & Eisenberg	52
2.3.1.1.2 Modelo del electrolito de Li-Mather	52
2.3.1.2 Aplicación para la simulación de unidades de aguas agrias	53

	Pág.
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA GENERAL.....	54
3.1 Construcción de la simulación	54
3.2 Obtención de datos operacionales	55
3.3 Validación de la simulación con los datos de campo	55
3.4 Creación de una interfaz amigable para la simulación	56
3.5 Identificación y evaluación de opciones de mejoras	56
 CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y DISCUSIÓN	 58
4.1 Planta de endulzamiento de gases ácidos	58
4.1.1 Realización del modelo de simulación	58
4.1.1.1 Datos requeridos	58
4.1.1.2 Selección del método termodinámico	63
4.1.1.2.1 Simulación de elementos que conforman al circuito	66
4.1.1.2.1.1 Torres de absorción D-101 y D-103	66
4.1.1.2.1.2 Torre de regeneración D-105	68
4.1.1.2.1.3 Elementos de simulación	71
4.1.2 Validación del modelo de simulación	74
4.1.3 Análisis de sensibilidad	80
4.1.3.1 Efecto de la alimentación de agua de lavado sobre el proceso	80
4.1.3.2 Efecto de la temperatura de Entrada de la amina pobre a los absorbedores sobre la remoción de H ₂ S	82
4.1.3.3 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la absorción de H ₂ S y la regeneración de la solución de alcanolamina	83
4.1.3.4 Efecto de la carga ácida de amina sobre el flujo de solvente requerido en los absorbedles	85
4.1.3.5 Efecto de los platos de contacto sobre la remoción de H ₂ S	88
4.1.3.6 Operación sin lavado con agua de la columna D-101	90
4.1.4 Cambio de concentración de solvente	94
4.1.4.1 DEA a 25% en peso	94
4.1.5 Cambio de solvente	100
4.1.5.1 DIPA 35% en peso.....	101

	Pág.
4.1.5.2 MEDA a distintas concentraciones	107
4.1.6 Comparación entre las distintas opciones de solventes estudiadas para la planta de endulzamiento de gases ácidos	113
4.1.6.1 Requerimientos energéticos en la torre D-105 para la regeneración del solvente basado en DEA	119
4.1.6.2 Requerimientos energéticos en la torre D-105 para la regeneración del solvente basado en DIPA	120
4.1.6.3 Requerimientos energéticos en la torre D-105 para la regeneración del solvente basado en MDEA	120
4.1.7 Empleo del libro de trabajo para simulaciones Aspen OSE 2004.2	122
4.2 Planta de tratamiento de aguas agrias	127
4.2.1 Realización del modelo de simulación	127
4.2.1.1 Datos requeridos	127
4.2.1.2 Modelo termodinámico aplicado	130
4.2.1.2.1 Simulación de la torre despojadora D-201	130
4.2.2 Validación del modelo de simulación	132
4.2.3 Análisis de sensibilidad	136
4.2.3.1 Efecto de la variación del número de platos de la torre D-201 sobre la remoción de H_2S y NH_3	136
4.2.3.2 Efecto de la variación del plato de alimentación de agua agria a la torre D-201	138
4.2.3.3 Efecto de la variación del reflujo en el pumparound de enfriamiento de la torre despojadora sobre las cantidades de H_2S y NH_3 removidos	139
4.2.4 Empleo del libro de trabajo para simulaciones Aspen OSE 2004.2	142
CAPÍTULO V: CONCLUSIONES.....	145
CAPÍTULO VI: RECOMENDACIONES.....	148
CAPÍTULO VII: REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	152

	Pág.
CAPÍTULO VIII: APÉNDICES.....	152
8.1 Obtención y análisis de datos operacionales	152
8.1.1 Ecuaciones empleadas para el análisis de datos	153
8.1.1.1 Media aritmética (promedio)	153
8.1.1.2 Desviación estándar	153
8.1.2 Selección de datos operacionales para la planta de endulzamiento de gases ácidos	154
8.1.2.1 Flujos de operación	154
8.1.2.2 Temperaturas de operación	156
8.1.2.3 Cargas de aminas (mol H ₂ S/mol DEA)	157
8.1.2.4 Análisis de datos para la planta de endulzamiento de gases ácidos	158
8.1.3 Selección de datos operacionales para la planta de tratamiento de aguas agrias	159
8.1.3.1 Flujos de operación	160
8.1.3.2 Temperaturas de operación	161
8.1.3.3 Selección de datos para la planta de tratamiento de aguas agrias	162
8.2 Limitaciones del paquete de aminas	163
8.3 Libro de trabajo de tabajo Aspen OSE 2004.2. Guía de consulta Rápida.....	165
CAPÍTULO IX: ANEXOS.....	165

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1 Ventajas y desventajas de los solventes Físicos/Químicos.....	14
Tabla 2 Selección del proceso para la remoción de gases ácidos [Repsol YPS, 2005]	14
Tabla 3 Estructura molecular de las alcanolaminas.....	17
Tabla 4 Ventajas y desventajas del empleo de MEA [Sheilan, 2007]	18
Tabla 5 Ventajas y desventajas del empleo de DEA [Sheilan, 2007]	19
Tabla 6 Ventajas y desventajas del empleo de DGA [Sheilan, 2007]	20
Tabla 7 Ventajas y desventajas del empleo de MDEA [Sheilan, 2007]	21
Tabla 8 Ventajas y desventajas del empleo de DIPA [Sheilan, 2007]	21
Tabla 9 Concentraciones y cargas de gas ácido aceptadas para el empleo de las alcanolaminas [Bullin, 1984]	27
Tabla 10 Condiciones de operación típicas en plantas de endulzamiento de endulzamiento de gases ácidos con alcanolaminas [Kohl, 1997]	34
Tabla 11 Composición de las alimentaciones del circuito de endulzamiento.....	58
Tabla 12 Especificaciones de contenido de H ₂ S de los productos de la Planta de Endulzamiento de Gas.....	59
Tabla 13 Cantidad de platos y presiones de operación de los principales equipos que conforman al circuito de endulzamiento.....	59
Tabla 14 Variables de operación empleadas como entrada (input) al modelo de simulación.....	60
Tabla 15 Guía para la selección del método termodinámico del “PAQUETE DE AMINAS”	63
Tabla 16 Análisis de grados de libertad (G.L) y especificaciones suministradas para la simulación de la torre de regeneración D-105.....	68
Tabla 17 Elementos de proceso aplicados en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	71
Tabla 18 Operaciones lógicas aplicadas en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	72

	Pág.
Tabla 19 Métodos numéricos seleccionados en las operaciones lógicas utilizadas en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	74
Tabla 20 Resultados obtenidos para la validación del modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	75
Tabla 21 Efecto de la alimentación de agua de lavado sobre el proceso.....	81
Tabla 22 Efecto de la temperatura de entrada de amina pobre a los absorbedores sobre la remoción de H ₂ S.....	83
Tabla 23 Principales efectos de la carga ácida de amina pobre sobre la absorción de H ₂ S y la regeneración de la solución de alcanolamina....	84
Tabla 24 Efecto de los platos de contacto sobre la remoción de H ₂ S en las torres D-101 y D-103.....	89
Tabla 25 Resultados principales de la operación sin el lavado con agua de la columna D-101.....	92
Tabla 26 Influencia sobre el H ₂ S removido de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido para la DEA a 25% en peso.....	97
Tabla 27 Influencia sobre el H ₂ S removido de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido para la DIPA a 35% en peso.....	104
Tabla 28 Influencia de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido sobre el H ₂ S removido para la MDEA a distintas concentraciones.....	109
Tabla 29 Alimentación de agua de lavado y requerimiento energético para la regeneración de amina rica según para las distintas concentraciones de MDEA utilizadas.....	113
Tabla 30 Tabla comparativa de los resultados para las distintas opciones de solventes evaluadas en la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	115
Tabla 31 Composición de las corrientes de alimentación a la planta de tratamiento de aguas agrias.....	127
Tabla 32 Flujos y condiciones de límite de batería de las corrientes de alimentación a la planta de tratamiento de aguas agrias.....	127

	Pág.
Tabla 33 Análisis de grado de libertad en la columna D-201.....	130
Tabla 34 Porcentajes de recuperación de los componentes y eficiencia de la torre D-201.....	131
Tabla 35 Cumplimiento de las especificaciones del agua despojada obtenidas por la simulación.....	132
Tabla 36 Validación de la composición de gas ácido.....	132
Tabla 37 Resultados obtenidos para la validación de las variables de operación en la simulación de la planta de tratamiento de aguas agrias.....	133
Tabla 38 Resultados de la variación del número de platos de la torre D-201 sobre la remoción de H_2S y NH_3	137
Tabla 39 Resultados de la variación del plato de alimentación de agua agria a la torre D-201.....	138
Tabla 40 Rango recomendado para el flujo hacia el pumparound.....	141
Tabla 41 Períodos de tiempo analizados para la planta de gases ácidos.....	154
Tabla 42 Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	155
Tabla 43 Análisis estadístico de la temperatura de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	156
Tabla 44 Análisis estadístico de las cargas ácidas de amina en la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	158
Tabla 45 Períodos de tiempo analizados para la planta de tratamiento de aguas agrias.....	159
Tabla 46 Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.....	160
Tabla 47 Análisis estadístico de las temperaturas de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.....	161
Tabla 48 Componentes que soporta el uso del paquete de aminas del simulador Hysys 2004.2.....	163
Tabla 49 Rango de aplicabilidad de concentración, presión y temperatura soportado por el paquete de aminas de Hysys 2004.2.....	163

	Pág.
Tabla 50 Cargas Máximas de gas ácido recomendadas por el Paquete de Aminas.....	164
Tabla 51 Propiedades del CO ₂ y H ₂ S.....	191
Tabla 52 Solventes comerciales en la industria.....	192
Tabla 53 Propiedades de las alconolaminas empleadas para la remoción de gases ácidos ^[Sheila, 2007]	193

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1 Amina obstaculizada, 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP).....	12
Figura 2 Grupos funcionales de las alcanolaminas.....	16
Figura 3 Esquema resumen de cualidades entre aminas.....	23
Figura 4 Fuerza de la base en soluciones diluidas de Alcanolaminas.....	26
Figura 5 Ubicación del proceso dentro del esquema de refinación.....	30
Figura 6 Esquema general del proceso de la planta de endulzamiento de gas en estudio.....	31
Figura 7 Perfil típico de temperaturas del absorbedor.....	35
Figura 8 Perfiles de temperatura del líquido y gas a través del absorbedor.....	36
Figura 9 Efecto de la circulación de la solución de alcanolamina sobre el perfil térmico del absorbedor.....	37
Figura 10 Perfil térmico de un absorbedor con alimentación de bajo contenido de gas ácido.....	37
Figura 11 Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de aguas agrias.....	44
Figura 12 Diagrama de flujo de la planta de endulzamiento de gases ácidos en la interfaz gráfica de hysys 2004.2.....	62
Figura 13 Resultados obtenidos de acuerdo al modelo termodinámico aplicado en el absorbedor D-101.....	64
Figura 14 Resultados obtenidos de acuerdo al modelo termodinámico aplicado en el absorbedor D-103.....	65
Figura 15 Estimación de la eficiencia del absorbedor D-101.....	67
Figura 16 Estimación de la eficiencia del absorbedor D-103.....	67
Figura 17 Estimación de la eficiencia de la torre de regeneración D-105.....	69
Figura 18 Perfil térmico y de concentración de H ₂ S en el gas del absorbedor D-101 para las condiciones de operación actuales de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	76

	Pág.
Figura 19 Perfil térmico y de concentración de H_2S en el gas del absorbedor D-103 para las condiciones actuales de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.....	77
Figura 20 Efecto de la carga ácida de amina pobre y rica sobre el flujo de solvente necesario para alcanzar la especificación de productos en la torre D-101.....	86
Figura 21 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo de solvente necesario para alcanzar la especificación de productos en la torre D-103.....	87
Figura 22 Interfaz gráfica obtenida en el simulador HYSYS 2004.2 para el circuito de endulzamiento sin el lavado de agua de la columna D-101.....	91
Figura 23 Efecto de la carga de amina pobre y rica sobre la circulación empleada en torre D-101 para DEA al 25%.....	95
Figura 24 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la circulación de solvente en la torre D-103.....	96
Figura 25 Perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre D-101 para la DEA al 25% en peso.....	98
Figura 26 Perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre D-103 para la DEA al 25% en peso.....	99
Figura 27 Efecto de la carga de amina pobre y rica sobre la circulación empleada en torre D-101 para DIPA al 35% en peso.....	102
Figura 28 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la circulación de solvente en la torre D-105 para la DIPA al 35% en peso.....	103
Figura 29 Perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre D-101 para la DIPA al 35% en peso.....	105
Figura 30 Perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre D-103 para la DIPA al 35% en peso.....	106
Figura 31 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo requerido en la torre D-101 para distintas concentraciones de MDEA.....	107

	Pág.
Figura 32 Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo requerido en la torre D-103 para distintas concentraciones de MDEA.....	108
Figura 33 Perfil de temperatura y concentración de H_2S de la torre D-101 para las distintas concentraciones de MDEA evaluadas.....	110
Figura 34 Perfil de temperatura y de concentración de H_2S de la torre D-103 para las distintas concentraciones de MDEA evaluadas.....	111
Figura 35 Perfiles de temperatura para la torre D-101 según la distintas alternativas de solventes estudiadas.....	116
Figura 36 Perfiles de temperatura para la torre D-103 según la distintas alternativas de solventes estudiadas.....	117
Figura 37 Interfaz de manipulación de variables en Microsoft Excel para la simulación de la Planta de Endulzamiento de Gases Ácidos a las condiciones actuales de operación.....	123
Figura 38 Balance de masa del circuito de endulzamiento mostrada en la interfaz de Excel mediante el vinculo establecido por la herramienta Aspen Simulation Workbook.....	125
Figura 39 Diagrama de flujo de la planta tratamiento de aguas agrias en la interfaz grafica de hysys 2004.2.....	129
Figura 40 Perfiles de concentración de H_2S y NH_3 en el agua y variación de la relación mol de NH_3 /mol de H_2S a lo lago de la torre D-201. (Platos contados desde el tope).....	134
Figura 41 Efecto del flujo hacia el pumparound sobre la remoción de H_2S y NH_3 removidos.....	140
Figura 42 Interfaz de manipulación de variables en Microsoft Excel para la simulación de la unidad de tratamiento de aguas agrias a las condiciones actuales de operación.....	143
Figura 43 Balance de masa del circuito de tratamiento de aguas agrias a en la interfaz de Excel mediante el vinculo establecido por la herramienta Aspen Simulation Workbook.....	144

	Pág.
Figura 44 Reflujo de la torre de regeneración.....	155
Figura 45 Temperatura de hidrógeno de recicló dulce total resultante de la torre D-101.....	156
Figura 46 Carga ácida de amina rica hacia torre regeneradora D-104.....	157
Figura 47 Flujo de alimentación de agua de lavado a la torre despojadora D- 201.....	160
Figura 48 Temperatura de la corriente desde pumparound saliente de E-203.	161
Figura 49 Localización de Zonas Mayormente atacadas por la corrosión en las plantas de Aminas.....	194

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

Intevep es la empresa filial de PDVSA cuya orientación estratégica es generar soluciones tecnológicas integrales, con especial énfasis en las actividades de Exploración, Producción, Refinación e Industrialización. De igual manera, es responsabilidad de Intevep, el resguardo del acervo tecnológico de la corporación por lo cual, no se permite exponer el nombre de la refinería estudiada en el presente proyecto. Sin embargo, se plantearán de manera clara y precisa los procesos de endulzamiento de gas y tratamiento de aguas agrias, así como su integración al complejo de refinación, para permitir al lector el entendimiento de ambos procesos.

Al sulfuro de hidrógeno (H_2S) y al dióxido de carbono (CO_2) se les denominan gases ácidos debido a la solubilidad que presentan en agua para dar lugar a una solución ácida como resultado de la formación iones disueltos, conociéndose bajo el nombre de “Proceso de Endulzamiento de Gas” al proceso destinado a remover parcialmente los contenidos de H_2S y CO_2 de una corriente gaseosa con el objetivo de cumplir con determinada especificación de éstos componentes ácidos en el gas resultante. La tecnología más empleada en la actualidad utiliza como absorbente soluciones acuosas de alcanolaminas.

El proceso de endulzamiento consta básicamente de una etapa de absorción donde se lleva a cabo la remoción de los componentes ácidos del gas mediante reacciones químicas con el absorbente, basado en alcanolaminas, y otra de regeneración donde ocurre la desorción del H_2S y CO_2 presentes en la solución de alcanolaminas para ser reciclada a la etapa de absorción. La regeneración del absorbente se realiza mediante el agotamiento con vapor y el agua resultante del proceso de agotamiento, rica en H_2S y NH_3 , es enviada a la planta de despojamiento de aguas agrias con el objetivo principal remover éstos componentes.

La remoción de gas ácido se basa en la absorción química, la regeneración en la desorción y el tratamiento de aguas agrias en la hidrólisis impulsada por la aplicación de vapor de agua para llevarla a cabo. De esta manera, las reacciones

químicas presentes en los procesos antes mencionados están caracterizadas por fuertes interacciones de electrólitos, lo cual incrementa la dificultad de reproducir su comportamiento termodinámico mediante el uso de un simulador.

En el presente Trabajo Especial de Grado se llevará a cabo el estudio y simulación de la unidad de endulzamiento de gas y tratamiento de aguas agrias de unas de las principales refinerías a nivel nacional, con el objetivo de apoyar el proceso de la toma de decisiones ante cualquier perturbación que pueda surgir en los sistemas e igualmente conducir experimentos con éstas para detectar y proponer las acciones más factibles de implementar para mejorar el funcionamiento actual de ambas unidades.

1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El uso de la simulación de procesos juega un papel fundamental en la ingeniería química ya que representa un recurso interactivo mediante el cual se pueden llevar a cabo el desarrollo de diseños, la evaluación de mejoras y la optimización de un proceso industrial. Dentro de la industria de refinación es frecuente el empleo de simulaciones que permitan representar de manera eficiente los diversos y complejos procesos existentes, haciendo uso de modelos generados mediante la programación matemática, asignando valores a las variables de entrada y observando los valores de las variables de salida permitiendo de esta manera la resolución de distintos problemas de operación así como la búsqueda de mejoras para contribuir a la optimización de los procesos existentes a bajo costo.

En la refinería estudiada, una de las aplicaciones de los procesos de endulzamiento es remover el H_2S presente en las corrientes gaseosas resultantes de los procesos de hidrotratamiento para cumplir con una determinada especificación en cuanto a contenido de componentes ácidos. El proceso de endulzamiento está conformado por: dos torres de absorción, las cuales se ubican dentro del límite de batería de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel (DHT), y una torre de regeneración en común, que recibe la solución de alcanolamina rica en carga ácida con el objetivo de desorber los gases ácidos contenidos para que pueda ser reutilizada. La planta de aguas agrias, por su parte, esta conformada por una torre despojadora, la cual recibe las aguas ricas en H_2S y NH_3 de las unidades de DHT y NHT, de la regeneradora de aminas y la unidad de recuperación de azufre (URA).

El manejo de las variables de los procesos de endulzamiento de gases ácidos y de tratamiento de aguas agrias es sumamente delicado mediante el uso de la simulación, debido a las fuertes interacciones de electrolitos involucradas que representan a ambos procesos lo cual dificulta la reproducción con los datos de planta.

Bajo la percepción de la investigación para la evolución y mejora, la Gerencia Técnica de Refinación e Industrialización de la Gerencia General de Refinación de PDVSA-INTEVEP plantea la necesidad de realizar la simulación de los procesos de

endulzamiento de gas y tratamientos de aguas agrias de una de las principales refinerías a nivel nacional, las cuales permitan fácilmente el estudio de la interacción de las variables implicadas, en la fiel reproducción de los datos de campo, para la evaluación y propuesta de escenarios potenciales de mejoras del funcionamiento actual.

Un problema típico asociado a la planta de endulzamiento de gases ácidos, es que ante una situación de alta concentración de H_2S en los gases productos de los abasorbedores, se procede inmediatamente a aumentar la circulación del solvente con el fin de atacar el problema. Sin embargo, tal acción trae como consecuencia directa la regeneración insuficiente del solvente con lo cual se presenta nuevamente el problema inicial. Con el estudio de las interacciones de las variables implicadas en el proceso de endulzamiento se puede verificar entonces, la acción mas adecuada para erradicar por completo con el problema presentado. De esta manera, se requiere la creación de una herramienta de facil manipulación con la cual se puedan realizar estudios, premitiendo predecir los resultaos asociados a una determinada acción sobre las principales variables de proceso, apoyando el proceso de toma de deciones para atacar cualquier perturbación del sistema.

El simulador de procesos químicos ASPEN HYSYS 2004.2 dispone de un paquete de AMINAS y una aplicación para AGUAS AGRIAS, adaptados a las simulaciones que se desean realizar. De esta manera, haciendo uso de los activos de la empresa, se precisa la realización de una representación virtual de la operación actual de las plantas antes mencionadas aprovechando el potencial ofrecido por el simulador para reproducir las fuertes interacciones de electrolitos que representan a ambos procesos y adicionalmente, establecer una interfaz amigable para la manipulación de las simulaciones originadas empleando la aplicación ASPEN SIMULATION WORKBOOK, la cual establece un vínculo directo con la hoja de cálculo de EXCEL. Las simulaciones realizadas deberán reflejar de manera precisa y completamente confiable la operación de ambos procesos en estudio que conjuntamente con la interfaz de manipulación desde la hoja de cálculo (en Excel), permitan evaluar y detectar escenarios de mejoras de una manera fácil y eficaz.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo General

Estudiar, simular y evaluar el proceso de endulzamiento de gas y de tratamiento de aguas agrias de una refinería nacional, usando ASPEN HYSYS 2004.2 en estado estacionario identificando escenarios de mejoras para el proceso.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Simular la operación de unidades de endulzamiento de gas y aguas agrias mediante el uso de los módulos correspondientes del simulador de procesos ASPEN HYSYS 2004.2.
- Validar los modelos de simulación con los datos operacionales de planta.
- Desarrollar una herramienta amigable y fácil de entender para la manipulación de las simulaciones realizadas utilizando la aplicación ASPEN SIMULATION WORKBOOK 2004.2 para implementar una interfaz con la hoja de cálculo EXCEL.
- Identificar, evaluar y proponer las acciones y opciones más factibles de implantar para mejorar el desempeño operacional de las unidades antes señaladas.

1.2 Antecedentes

Las simulaciones son herramientas de trabajo usadas muy frecuentemente en el estudio de los procesos de una refinería. Generalmente se construyen para realizar análisis de eliminación de cuellos de botella para aumentos de capacidad, o simplemente para mejorar la operación actual. Bullin y colaboradores (1981), en su trabajo *“Optimización de nuevas y existentes plantas de endulzamiento de gases con aminas usando la simulación por computadora”* construyen los bloques de cálculo, basados en diversos datos empíricos, para la simulación de un circuito de endulzamiento con presencia de H_2S y CO_2 empleando una solución de MEA como absorbente,. De manera general, obtuvieron una excelente similitud entre los resultados de la simulación y los datos de la planta evaluada, y señalan que los programas de simulación son una herramienta muy útil en el diseño y el análisis de las plantas de endulzamiento permitiendo evaluar distintas condiciones y opciones de operación a bajo costo.

En 1984 Bullin y Polasek realizan un estudio de selección de aminas para unidades de endulzamiento, cuyos resultados de interés para el presente trabajo especial de grado se resumen a continuación:

- *“De acuerdo con las condiciones de funcionamiento actual aceptadas, la MEA no es generalmente la primera amina considerada debido a su alto calor de reacción y de una capacidad de carga ácida ($molH_2S/mol$ de DEA) más baja.”*
- *“La DEA, se ha convertido en la amina mayormente empleada de la industria debido a su menor calor de reacción, una capacidad de carga ácida más alta y por el menor requerimiento energético para la regeneración.”*
- *“Las ventajas de la MDEA incluyen, un rendimiento energético más alto, mayor capacidad ácida del retiro del gas, una resistencia más alta a la degradación, un tamaño más pequeño del equipo para las plantas nuevas y sobretodo mucho menos corrosividad con respecto a las aminas primarias y secundarias.”*

En un trabajo posterior Morales y col. (2002), llevaron a cabo un estudio de selección de aminas para el endulzamiento del gas natural empleando el simulador comercial Hysys en estado estacionario, concluyendo que las soluciones de MEA y DEA pura requieren mayor caudal de circulación que la solución de MDEA para llevar a la corriente gaseosa a especificaciones. En lo que se refiere al simulador concluyeron que “...es un simulador de procesos completamente versátil que permite desarrollar modelos, modificar parámetros y variables de operación de una manera muy sencilla, permitiendo al usuario realizar estudios detallados del comportamiento de plantas químicas, bajo diferentes condiciones de proceso.”

Para que un modelo de simulación pueda ser utilizado como base para diferentes estudios, es vital que el mismo reproduzca adecuadamente la operación de las unidades a analizar. Es por ello que, en trabajos como el de Kister (1995), se mencionan varios ejemplos de situaciones donde se comprueba la importancia que tiene la comparación entre los datos de planta y los resultados de la simulación, ya que “...cualquier diferencia provee una advertencia de una posible deficiencia en la simulación, lo cual puede conducir a un resultado fallido”

En el 2002 Seong-Young Lee y col. en su trabajo “Simulación dinámica de procesos de despojamiento de aguas agrias y modificaciones estructurales para un efectivo control de presión” señalan que la simulación en estado estacionario de este tipo de plantas no puede ser aplicada directamente a operaciones reales ya que el concepto de control de procesos es ignorado y únicamente deben ser empleadas para la búsqueda de las condiciones óptimas de operación.

En un estudio posterior (2003), el mismo grupo de trabajo llevó a cabo la investigación de las características de una columna despojadora de aguas agrias empleando la simulación industrial. De los resultados que obtuvieron proponen varias condiciones operacionales para mejorar el funcionamiento de este tipo de columnas, entre las cuales destacan la “...la alta temperatura de alimentación de agua agria, la alta relación de reflujo y la existencia de un pumparound de enfriamiento ”.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

2.1.1 GASES ÁCIDOS

Al sulfuro de hidrógeno (H_2S) y al dióxido de carbono (CO_2) se les conocen como compuestos ácidos, por lo que se denomina gas ácido a la corriente gaseosa donde la presencia de estos compuestos es elevada o por encima de una determinada especificación. De igual manera, se define endulzamiento de gas como aquel proceso diseñado para remover total o parcialmente los compuestos ácidos de una determinada corriente gaseosa. El gas resultante del proceso de endulzamiento se suele llamar gas dulce y la especificación de cuanto a contenido de H_2S va a depender del uso que se le vaya a dar a la corriente.

Adicionalmente, al H_2S y CO_2 se les denominan gases ácidos debido a la solubilidad que presentan en agua para dar lugar a una solución ácida como resultado de la formación iones disueltos. Al H_2S disuelto en agua, formando una solución acuosa, se le llama ácido sulfhídrico y de igual manera se denomina ácido carbónico a la solución resultante entre el CO_2 y el agua. La solubilidad de los gases ácidos en agua es de mucha importancia debido a que ésta propiedad es empleada para remover compuestos ácidos de un gas mediante soluciones acuosas de un determinado solvente.

El H_2S se reduce hasta concentraciones muy bajas (menores a 10 ppmp) si el gas va a ser empleado para la síntesis de amoníaco, metanol, metano, o de hidrocarburos líquidos, puesto que los catalizadores de estos procesos no lo toleran. Si el gas se va a emplear para la obtención de energía por combustión, se lleva hasta una especificación de menos de 300 ppmp de H_2S debido a las restricciones en las

emisiones para prevenir la contaminación ambiental. Generalmente es más económico eliminar el H_2S del gas, que el SO_2 de los productos de combustión. La eliminación del CO_2 es necesaria para aumentar el poder calorífico del gas combustible y reducir los costos de transporte, o bien para que la corriente purificada cumpla con una determinada especificación. [Pacheco, 2002]

En la Tabla 51 (Pág 191) reportada en la sección de anexos, se muestran las principales propiedades del sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono.

2.1.2 PROCESOS APLICADOS PARA LA REMOCIÓN DE GASES ÁCIDOS

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 muy sencillos hasta muy complejos dependiendo de la necesidad de recuperar o no los gases removidos y el medio utilizado para removerlos.

- **Absorción química.** Son procesos los cuales emplean como solventes soluciones basadas en aminas o carbonato de potasio. La desorción de los compuestos ácidos se hace con aumento de temperatura y disminución de presión en una etapa posterior a la absorción denominada regeneración
- **Absorción Física.** Son procesos basados únicamente en la solubilidad del gas en el solvente empleado, por lo cual la regeneración no requiere calor.
- **Híbridos.** Son aquellos que emplean una mezcla de solventes químicos y físicos. El objetivo es aprovechar las ventajas de los absorbentes químicos en cuanto a capacidad para remover los gases ácidos y de los absorbentes físicos en cuanto a bajos requerimientos de calor para regeneración. Son empleados en operaciones que no sean a gran escala.
- **Procesos de conversión directa.** El H_2S es convertido directamente a azufre.
- **Procesos de lecho seco.** El gas ácido se pone en contacto con un sólido que tiene afinidad por los gases ácidos. Se conocen también como procesos de adsorción.

De estas cinco categorías las más importantes y empleadas son la absorción física y química debido a la posibilidad que ofrecen de manejar corrientes a gran escala y de forma continua. Éstas serán expuestas con mayor detalle a continuación.

2.1.2.1 Absorción Física

En estos tipos de sistemas no hay reacción química entre los componentes ácidos de los gases y el solvente. La absorción depende únicamente de la solubilidad del gas, y por lo tanto de la presión parcial del mismo. A baja presión parcial, la capacidad de absorción de los solventes físicos es considerablemente inferior a la presentada por los químicos, pero esto cambia cuando la presión parcial es suficientemente alta.

La mezcla de componentes absorbidos es llamada absorbato y donde éste es retenido se denomina absorbente. La fuerza de interacción entre el absorbato y el absorbente es más débil que un enlace químico y por lo general el absorbato puede liberarse fácilmente reduciendo la presión del sistema.

Una ventaja de los procesos de absorción física es la selectividad. Dado que el H_2S es mucho más soluble que el CO_2 , puede ser eliminado selectivamente de un gas que los contenga a ambos. En la absorción física todos los componentes existentes en el gas tratado presentan cierta solubilidad con el solvente empleado generando en la mayor parte de sus aplicaciones pérdidas menores de componentes distintos a los ácidos. Debido a la débil interacción entre el soluto y el solvente, la regeneración puede hacerse utilizando aire o nitrógeno. ^[Kohl,1997]

2.1.2.2 Absorción Química

Estos procesos se caracterizan por la puesta en contacto del gas en contracorriente con el solvente, en el cual hay un compuesto que reacciona con los componente ácidos presente en el gas ascendente. El contacto tiene lugar en una torre absorción, en la cual la solución entra por el tope y el gas por el fondo. Las reacciones

que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles y por lo tanto la solución, con el gas ácido disuelto, al salir de la torre se envía a una etapa de regeneración, en la cual se revierten las reacciones que ocurrieron en la etapa de absorción. Los procesos que emplean soluciones de alcanolaminas como solventes son los más conocidos y aplicados de ésta categoría, seguidos por aquellos que emplean carbonato. [Kohl,1997]

Las alcanolaminas presentan mayor capacidad de absorción en comparación con los solventes basados en carbonato, además son bases más fuertes, por lo que reducen en mayor grado el contenido de gases ácidos.

El punto clave en los procesos de absorción química es la operación de la unidad de absorción a condiciones que favorezcan la reacción entre los componentes ácidos del gas y el solvente (bajas temperaturas y altas presiones), y que el regenerador sea operado a condiciones que favorezcan la reacción para liberar los gases ácidos (bajas presiones y altas temperaturas). [Kohl,1997]

En la absorción física, la capacidad de absorción del solvente, que inicialmente sigue la ley de Henry, asume una dependencia casi lineal con la presión parcial del gas, mientras que la absorción química la capacidad no es lineal con la presión parcial ya que es regida por el equilibrio químico.

En la absorción química con alcanolaminas es necesario suministrar grandes cantidades de calor para la regeneración del solvente, lo que implica un importante gasto en consumo de vapor que tiene que ser considerado para establecer la viabilidad económica del sistema. Las cantidades de calor requeridas para la regeneración de las alcanolaminas son debidas a la afinidad que éstas presentan por los gases ácidos. Mientras mayor sea la afinidad por los gases ácidos, mayor será el gasto de energía requerido para la regeneración del solvente. [Kohl,1997]

La capacidad de absorción también influye de manera directa en la cantidad de solución de alcanolamina recirculada en el proceso y por consiguiente, en el costo. Mientras mayor sea la capacidad de absorción del solvente, menor será la cantidad requerida, lo que implica gastos considerablemente menores.

2.1.3 TECNOLOGÍAS DE LOS PRINCIPALES SOLVENTES USADOS EN EL TRATAMIENTO DE GAS ^[SHEYLAN, 2007]

De los estudios realizados durante muchos años han surgido diversas tecnologías aplicadas para la remoción de los gases ácidos, las cuales pueden ser ubicadas dentro de las siguientes categorías:

- Aminas Obstaculizadas (Flexsorb®)
- Procesos de Solventes Físicos (Selexol ®)
- Procesos de solventes híbridos. Mezcla de solventes químicos y físicos (Sulfinol®)

Los solventes basados en aminas obstaculizadas son diseñados con una cadena voluminosa de hidrocarburo –hidroxilo sobre el grupo amino central, el cual provee el impedimento de la reacción de CO₂ debido al obstáculo estérico, presentando elevados niveles de selectividad hacia el H₂S y forjándose de esta manera un lugar en la industria para los procesos donde se requieren endulzamiento selectivo. Las aminas obstaculizados se utilizan como promotores en los sistemas de carbonato de potasio, como componentes en sistemas que combinan compuestos orgánicos y aminas, además son los principales agentes para soluciones acuosas aplicadas en la absorción selectiva de H₂S en presencia de CO₂. Cada sistema utiliza una amina con una configuración molecular distinta y los ejemplos más resaltantes de ésta categoría son la anilina, el metilpropanol o la peperazina y compuestos con nombre comercial como “Econamine FG”, “Kerr-McGee MEA”, “ExxonMobil Flexsorb®” o “BASF Piperazine”. En la siguiente figura se muestra la configuración molecular del 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP), la cual es una amina obstaculizada empleada por la tecnología Flexsorb® en operaciones de alta presión:

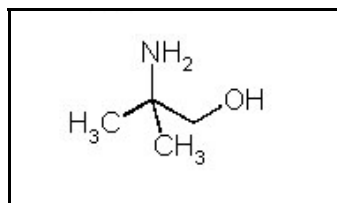


Figura 1: Amina obstaculizada, 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP)

La principal desventaja de estas tecnologías son los altos costos del solvente, los cuales pueden ser desde 5 hasta 10 veces mayores que los costos de los solventes basados en otras aminas convencionales, tales como MEA, DGA, DEA, DIPA y MDEA.

Los procesos de solventes físicos tales como Selexol®, Rectisol® y Morphysorb® son basados en la solubilidad de los componentes ácidos del gas y operan con un régimen de flujo significativamente diferente que los basados en alcanolaminas. Aunque la base del esquema de proceso para los solventes físicos es más compleja, estos procesos pueden ser económicamente atractivos debido al bajo (o nulo) requerimiento energético para la regeneración. Estos procesos son regenerados por:

- Separaciones en varias etapas a baja presión.
- Regeneración a baja temperatura con gas inerte de despojamiento (ejemplo: nitrógeno y aire)
- Calentamiento y despojamiento de la solución con una corriente de vapor/solvente.

En general, estos procesos deben ser considerados cuando:

- La presión parcial del gas ácido de la alimentación es mayor a 50 psi.
- El contenido de hidrocarburos en la alimentación es bajo.
- Se desea la remoción selectiva del H_2S .

Las principales desventajas de los solventes físicos son:

- Muy alta solubilidad para hidrocarburos pesados, particularmente aromáticos (BTX) e hidrocarburos olefinicos.
- No son aplicables a corrientes de gases ácidos con baja presión parcial.

Los procesos que emplean solventes híbridos, se basan en combinar las cualidades más resaltantes de endulzamiento que ofrecen los procesos físicos y los químicos; es decir, combinan las características de capacidad de absorción del CO_2 y los bajos requerimientos energéticos para la regeneración ofrecidos por los absorbentes físicos con la selectividad y capacidad de absorción del H_2S que tienen las aminas secundarias y terciarias. Generalmente se emplea la diisopropilamina (DIPA) ó metildietanolamina (MDEA) con algún solvente físico como Sulfolane.

Una estrategia típica en este tipo de procesos es emplear el solvente físico para reducir lo más posible las concentraciones de gas ácido y utilizar el solvente químico para lograr la concentración de especificación final del gas tratado

Las ventajas y desventajas del empleo de los solventes Físicos/Químicos (híbridos) se señalan en la Tabla 1.

Tabla 1: Ventajas y desventajas de los solventes Físicos/Químicos.

Ventajas	Desventajas
▪Amplio rango de remoción de H₂S y CO₂. ▪Alto grado de remoción de sulfuros. ▪Bajos requerimientos de energía. ▪Baja cantidad de circulación del solvente.	▪Alta co-absorción de hidrocarburos pesados (especialmente aromáticos). ▪Alto costo de los químicos. ▪Alto costo de la licencia requerida.

A continuación, en la Tabla 2 se presenta el resumen de los criterios típicos generales para la selección del tipo de proceso a emplear según los contaminantes que se desean remover.

Tabla 2. Selección del proceso para la remoción de gases ácidos [Repsol YPS, 2005].

Contaminante	Solventes Químicos	Solventes Físicos	Solventes Híbridos
H₂S	Muy bueno	Bueno	Muy bueno
CO₂	Muy bueno	Bueno	Muy bueno
COS	Pobre/nada	Bueno	Bueno
RSH	Nulo/limitado	Bueno	Bueno
CS₂	Nulo	Bueno	Bueno

En la Tabla 52 (Pág. 192), reportada en la sección de anexos se detallan las tecnologías que se utilizan actualmente para el endulzamiento de gas.

2.1.4 PROPIEDADES DE LAS ALCANOLAMINAS

En primera instancia se debe mencionar que las aminas se pueden considerar derivados orgánicos del amoníaco, cuya clasificación está basada en el número de grupos orgánicos unidos al átomo de nitrógeno. Es decir, son bases orgánicas donde uno, dos o tres grupos alquilo pueden estar sustituidos en lugar de hidrógenos en el amoníaco para dar lugar a las aminas primarias, secundarias y terciarias. Se asemejan al amoníaco en que tienen la forma de una pirámide trigonal. Los ángulos de enlaces entre los grupos unidos al nitrógeno son de 108.7° [Solomons,1992] Así pues, para propósitos prácticos, el átomo de nitrógeno de una amina puede considerarse hibridado sp^3 . Esto último es importante ya que el par de electrones no compartido, ubicados en el orbital sp^3 , es el que interviene en la mayoría de las reacciones de las aminas.

Como se dijo anteriormente, los gases ácidos como el CO_2 y el H_2S forman soluciones de ácidos cuando se disuelven en agua. El camino mas obvio para remover el gas ácido es lavarlo con un compuesto básico y formar una sal en la reacción clásica de neutralización, es decir, una absorción química. Todas las reacciones ácido-base están acompañadas de liberación de energía.

Las soluciones de alcanolaminas son solventes químicos básicos que reúnen los siguientes requisitos fundamentales para la remoción de gases ácidos:

- Son bases suficientemente fuertes y efectivas para remover los gases ácidos de la corriente a ser tratada.
- Presentan una moderada liberación de energía de reacción.
- Son solventes básicos que pueden ser regenerados y reutilizados al suministrarle calor al sistema y revertir la reacción ácido- base.

Los primeros solventes usados fueron la Trietanolamina (TEA) y la Monoetanolamina (MEA), siendo esta última una amina primaria, posteriormente la amina secundaria Dietanolamina (DEA) se convirtió en el solvente más común de mayor consumo en los mercados. Recientemente la Metildietanolamina (MDEA) entra en escena representando las aminas terciarias. [Pacheco, 2002]

Las alcanolaminas reaccionan con el H_2S y el CO_2 presentes en el gas para formar un complejo químico el cual es posteriormente invertido en la regeneración a temperaturas mayores y menor presión retirando el gas ácido, regenerando el solvente para reutilizarlo. Las alcanolaminas presentan las características adecuadas para aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido es baja y bajos niveles de gases ácidos son deseados en el gas resultante, demarcando así su capacidad relativamente alta de removerlos. La química del proceso con las alcanolaminas es generalmente caracterizada por un calor relativamente alto de absorción de gas ácido requiriendo grandes cantidades de calor para la regeneración. Las soluciones de alcanolaminas son extensamente empleadas en procesos de gas natural y en la industria de la refinación. [Huntsman, 2003]

La estructura molecular de las alcanolaminas puede ayudar a entender el comportamiento en las distintas soluciones acuosas. Éstas pueden tener a lo sumo tres grupos funcionales: un amino nitrógeno, un alcohol (grupo hidroxilo) y un alcano (hidrocarburo), tal como se muestra en la siguiente figura.

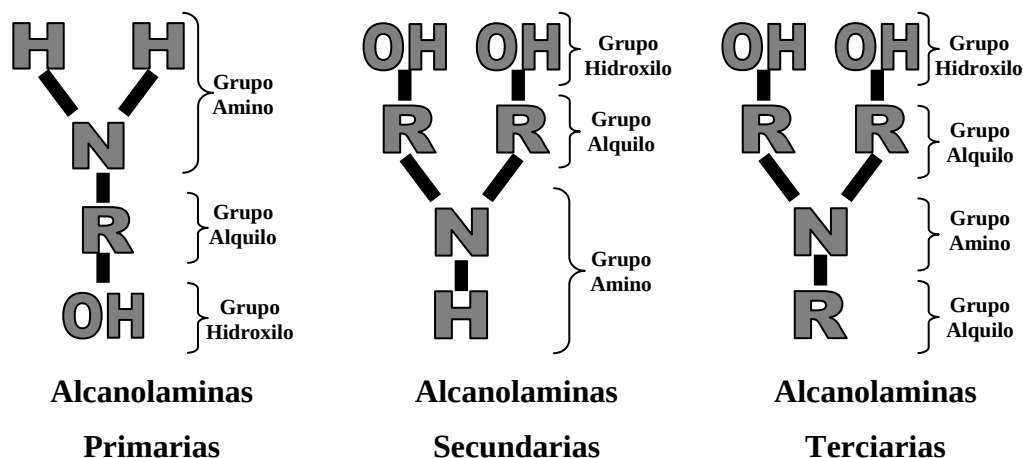


Figura 2: Grupos funcionales de las alcanolaminas

Generalmente, se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor debido a los existentes puentes de hidrógeno y a la contribución en el peso molecular (a mayor peso molecular, menor presión de vapor), adicionalmente modifica la fuerza de la base e incrementa la solubilidad en agua, mientras el grupo

amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para dar lugar a la absorción de gases ácidos. También se puede observar que tienen al menos un grupo de alcano que separa el hidroxilo del grupo amino lo que provee cierto grado de estabilidad química. [Sheilan, 2007].

A continuación, en la Tabla 3, se presenta la estructura molecular de las alcanolaminas empleadas en el endulzamiento de gases.

Tabla 3: Estructura molecular de las alcanolaminas.

Tipo	Nombre	Fórmula Química
Primarias	Monoetanolamina (MEA)	$C_2H_4OH - NH_2$
	Diglicolamina (DGA)	$HOC_2H_4OC_2H_4 - NH_2$
Secundarias	Dietanolamina (DEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ H
	Di-isopropanolamina (DIPA)	$C_3H_5OH - N - C_3H_5OH$ H
Terciarias	Trietanolamina (TEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ C_2H_4OH
	Metildietanolamina (MDEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ CH ₃

A manera de ejemplo, se puede observar en la Tabla 3 que la MEA contiene en su estructura un grupo hidroxilo mientras que la TEA contiene tres. Ahora bien, teniendo en cuenta que el grupo hidroxilo disminuye la presión de vapor, la MEA posee la presión de vapor más elevada, mientras que a la TEA le corresponde la más baja. También puede apreciarse el efecto de los grupos hidroxilos mediante la comparación de la TEA y la DIPA, las cuales tienen las mismas cantidades de átomos de carbonos; sin embargo, la TEA posee una presión de vapor más baja por superar a la DIPA en un grupo hidroxilo. Los valores numéricos y las propiedades más resaltantes de las alcanolaminas se presentan en la Tabla 53, reportada en la sección

de anexos.

Un punto de atención que puede observarse en la Tabla 53 es que el calor de reacción disminuye mientras más sustituido esté el grupo amino, es decir, para aminas primarias > secundarias > terciarias. Teniendo presente que las reacciones ácido-base liberan energía, la explicación de la disminución del calor de reacción expuesta radica en que mientras más sustituido se encuentre el grupo amino, el par de electrones existente presenta mayor impedimento para reaccionar con el gas ácido, por lo que existe menos liberación de energía. Esto explica de igual manera los menores requerimientos energéticos necesarios para invertir la reacción de absorción y regenerar el solvente según aumente la sustitución del grupo amino.

2.1.5 SOLVENTES DE ALCANOLAMINAS –VENTAJAS Y DESVENTAJAS

2.1.5.1 Monoetanolamina (MEA)

La MEA es empleada en varios de procesos de endulzamiento de gas. Sin embargo, su uso no es predominante y ha decrecido con el pasar de los años. En la Tabla 4 se muestran las principales ventajas y desventajas de su utilización.

Tabla 4: Ventajas y desventajas del empleo de MEA [Sheilan, 2007].

Ventajas	Desventajas
• Bajo costo en comparación con las otras alcanolaminas. • Buena estabilidad térmica. • Remoción parcial de oxisulfuro de carbono (COS) y disulfuro de carbono (CS₂), requiriendo el empleo de un depurador adicional. • Alta reactividad debido a las características de las aminas primarias. Fácil depuración de los productos irreversibles de la degradación.	• Alta presión de vapor lo que resulta en mayores pérdidas disolvente en comparación con las otras alcanolaminas. • Mayor potencial de corrosión que las restantes alcanolaminas. • Altos requerimientos de calor debido a los altos calores de reacción con el H₂S y CO₂. Esto da lugar a la necesidad de un mayor gasto energético en la etapa de regeneración. • La remoción no es selectiva en sistemas de mezclas de gases ácidos.

En situaciones donde se requiere tratar el gas a baja presión, y es requerida la máxima remoción de H_2S y CO_2 con baja contaminación de COS y CS_2 , la MEA puede ser muy apropiada. Sin embargo, solventes más eficientes particularmente para el tratamiento del gas natural, tales como la DEA rápidamente reemplazan a la MEA.

2.1.5.2 Dietanolamina (DEA)

Es la alcanolamina más empleada a escala comercial en el tratamiento de gases ácidos, siendo una amina secundaria, es generalmente menos reactiva que la MEA. En plicaciones con apreciables cantidades de COS Y CS_2 , además de H_2S y CO_2 , tales como corrientes de refinería, pueden generalmente tener un desempeño exitoso. En la Tabla 5 se indican sus principales ventajas y desventajas.

Tabla 5: Ventajas y desventajas del empleo de DEA [Sheilan, 2007].

Ventajas	Desventajas
• Más resistente a la degradación que la MEA. • Baja presión de vapor del solvente lo que resulta en bajas pérdidas de solvente. • Reduce la corrosión natural en comparación con la MEA. • Bajo costo del solvente.	• Menor reactividad que la MEA y DGA. • Esencialmente la remoción no es selectiva en sistemas de mezclas de gases ácidos. • Requiere msyor circulación del solvente que la MEA y DGA. • No es depurable por las técnicas convencionales de depuración.

Una explicación para la amplia utilización de la DEA en los tratamientos de gases industriales es la facilidad de balancear tres consideraciones claves en dicho proceso, a saber:

- Reactividad, habilidad de cumplir con la especificación del producto.
- Corrosividad, generalmente menor que la MEA.
- Flexibilidad en cuanto a la utilización de la energía, permitiendo un arreglo más amplio de las aplicaciones de tratamiento de gas en comparación con otros solventes.

2.1.5.3 Diglicolamina (DGA)

Este solvente es similar en muchos aspectos a la monoetanolamina, excepto que su menor presión de vapor permite su uso en altas concentraciones (50-70% en peso), dando como resultado una baja circulación (se necesita menos cantidad para absorber el gas ácido) y un bajo consumo de vapor en comparación con las soluciones típicas de MEA. En la Tabla 6 se muestran las principales ventajas de su empleo, así como las desventajas.

Tabla 6: Ventajas y desventajas del empleo de DGA [Sheilan, 2007].

Ventajas	Desventajas
- Ahorros de inversión y costos de operación. debido a las bajas circulaciones requeridas. - Remoción de COS y CS₂. - Alta reactividad en comparación con la MEA. - Remoción de mercaptanos (RSH) - Excelente estabilidad térmica.	- No es selectividad en presencia de CO₂ y H₂S. - Absorbe componentes aromáticos de la corriente de gas entrante. - Alto costo del solvente en comparación con la MEA y la DEA.

2.1.5.4 Metildietanolamina (MDEA)

La introducción en los últimos 10 años de los solventes formulados con MDEA ha sido una de las mayores innovaciones en la industria del tratamiento de gases. Esto se debe principalmente a la habilidad de la MDEA para remover selectivamente el H₂S cuando se está tratando una corriente que contiene H₂S y CO₂. Seguidamente en la Tabla 7 se presentan las principales ventajas y desventajas.

Tabla 7: Ventajas y desventajas del empleo de MDEA [Sheilan, 2007].

Ventajas	Desventajas
• Selectividad hacia el H₂S respecto al CO₂ en aplicaciones de mezclas de gases ácidos. Esencialmente la remoción del H₂S es completa, mientras sólo una porción de CO₂ es removido. • Baja presión de vapor lo cual resulta en bajas pérdidas de solvente. • Alta resistencia a la degradación. Por lo que no requiere técnicas de depuración (“reclaimer”) • Utilización eficiente de la energía (ahorro de costos de operación y capital).	• Altos costos del solvente en comparación con la MEA, DEA y DGA • Los costos de la MDEA y la DIPA son relativamente aproximados. • Alta corrosión en servicios susceptibles a la formación de sales térmicamente estables debido a la menor fuerza de la base. • Baja reactividad en comparación con otras aminas. • Mínima remoción de COS, CS₂ y Mercaptanos.

Bajas concentraciones son usadas generalmente en presiones de operación muy bajas. Debido a los pocos problemas con la corrosión es posible el empleo de equipos de acero al carbón. Actualmente la ventaja más importante que presenta la MDEA sobre el resto de las aminas es la selectividad en la absorción de H₂S en presencia de CO₂.

2.1.5.5 Diisopropilamina (DIPA)

La DIPA es empleada principalmente en el tratamiento de gases de refinería, especialmente en Europa. Sus principales ventajas y desventajas se presentan en la Tabla 8.

Tabla 8: Ventajas y desventajas del empleo de DIPA [Sheilan, 2007].

Ventajas	Desventajas
• Moderada selectividad de H₂S sobre el CO₂ en sistemas de mezclas de gases ácidos. • Remoción parcial del COS. • Utilización eficiente de la energía (Ahorro de costos de operación y capital).	• La moderada selectividad del H₂S sobre el CO₂ ocasiona problemas aguas arriba del proceso (Unidad de Claus) • Alto costo del solvente en comparación con la MEA, DEA y DGA. • La DIPA y la MDEA son relativamente equivalentes en cuanto a costos.

2.1.5.6 Mezcla de Aminas

Las mezclas de aminas son generalmente mezclas de MDEA con DEA o MEA para mejorar la absorción de CO_2 ya que la MDEA presenta selectividad hacia el H_2S . Es decir, combina la selectividad del H_2S presentada por la MDEA, característico de aminas terciarias, con la absorción de CO_2 presentada por las aminas primarias y secundarias como la MEA y la DEA. Las mezclas de aminas, por lo general, contienen cerca del 20% en base molar de aminas primarias o secundarias de la amina total presente en solución.

Las mezclas de aminas son particularmente útiles para aplicaciones a baja presión de operación, donde la MDEA es menos eficiente para capturar el CO_2 y cumplir con las especificaciones de productos. A altas presiones, las mezclas de amina parecen tener poca o ninguna ventaja sobre la MDEA sola. Las mezclas de aminas también son útiles para los casos en que el contenido de CO_2 en el gas de alimentación aumenta con el tiempo. [Bellin, 2001]

Los problemas de funcionamiento asociados con las mezclas de aminas son determinados y controlados según la concentración de cada tipo de amina presente en la mezcla.

El empleo de estas mezclas para las aplicaciones que lo ameriten, influye en la energía calorífica requerida en la etapa de regeneración. Teniendo presente que la afinidad por los gases ácidos es mayor para las aminas primarias y secundarias que para las terciarias, las mezclas de aminas MDEA-MEA tendrán mayor requerimiento energético para la regeneración que las mezclas de MDEA-DEA y éstas a su vez mayor requerimiento que una solución simple de MDEA. A manera de resumen se presenta el siguiente esquema:

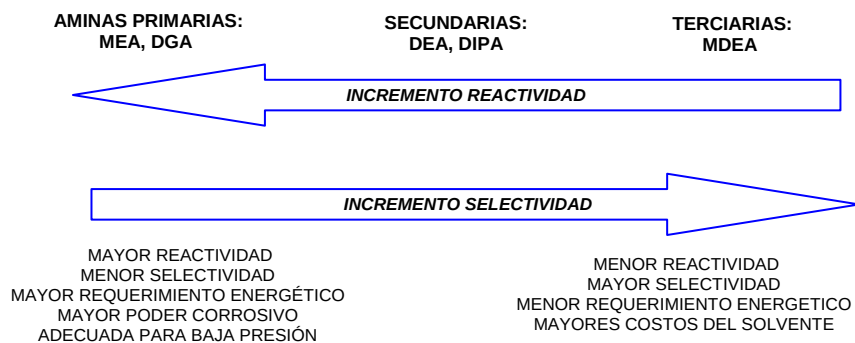
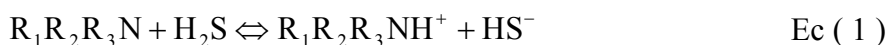


Figura 3: Esquema resumen de cualidades entre aminas

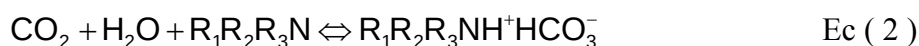
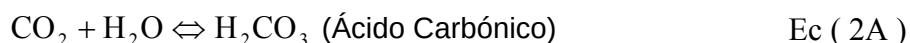
Como se muestra en la Figura 3, las alcanolaminas empleadas para el endulzamiento de gas presentan mayor selectividad hacia el H_2S a medida que aumenta la sustitución del grupo amino desde aminas primarias a terciarias. De forma inversa la reactividad es mayor para las alcanolaminas primarias. Esto último debido a que al ser menos sustituido el grupo amino, los gases ácidos como el CO_2 y H_2S presentan menos impedimentos a interaccionar con el par de electrones libres existentes.

2.1.6 LA QUÍMICA DEL TRATAMIENTO DE GAS CON ALCANOLAMINAS

En solución acuosa, el H_2S y el CO_2 se disocian para formar una solución de ácido débil. Cuando una corriente de gas contiene H_2S y/o CO_2 es puesta en contacto con una solución de alcanolaminas, el gas ácido reacciona con la amina para formar un complejo soluble de ácido-base, una sal, en la solución de tratamiento. La reacción entre el H_2S , CO_2 y la solución de amina es exotérmica, por lo que liberan una considerable cantidad de calor. Independientemente de la estructura de la amina, el H_2S reacciona instantáneamente con las aminas primarias, secundarias y terciarias mediante el mecanismo de transferencia directa de protón como se muestra en la Ec (1), formando así amina hidrosulfurada.

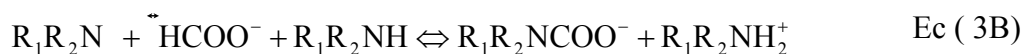
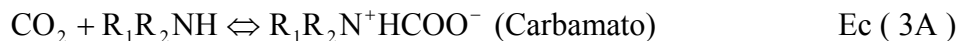


La reacción entre las aminas y el CO_2 es un poco más compleja debido a que la absorción del CO_2 puede ocurrir mediante dos mecanismos de reacción diferentes. Cuando es disuelto en agua, el CO_2 hidroliza para formar ácido carbónico, que a su vez, lentamente se disocia para formar bicarbonato. El bicarbonato entonces comienza una reacción ácido-base con la amina para alcanzar un rendimiento total de la reacción, regido por las ecuaciones mostradas seguidamente:



Estas reacciones ácido-base pueden ocurrir con cualquier alcanolamina independientemente de la estructura de la amina pero es cinéticamente lenta porque el paso de disociación del ácido carbónico para formar el bicarbonato, Ec (2B), es relativamente lento.

Un segundo mecanismo de reacción es mostrado en la Ec (3), el cual requiere la presencia de un hidrógeno disponible en la estructura molecular de la amina para que pueda ocurrir.



Este segundo mecanismo de reacción para el CO_2 , el cual resulta en la formación de la sal de amina de un ácido carbónico sustituido, es llamada la reacción de formación del carbamato y solo puede ocurrir con las aminas primarias y secundarias. La reacción con una molécula de amina primaria o secundaria para formar el carbamato intermedio, que a su vez reacciona con una segunda molécula de amina es rápida, mucho más que la reacción de hidrólisis del CO_2 , pero a su vez más lenta que la reacción de absorción del H_2S , debido a que ésta última es instantánea. La estequiometría de la reacción con el carbamato indica que la capacidad de la solución de amina para el CO_2 es limitada a 0.5 mol de CO_2 por mol de amina si sólo el producto de reacción es la amina carbamato, como se puede observar en la Ec (3). Adicionalmente, el carbamato puede someterse a la hidrólisis parcial para formar bicarbonato, regenerando amina libre. Por lo tanto, cargas de 0.5 m/m (moles de CO_2 por mol de amina rica), y superiores, son posibles en algunas aplicaciones de DEA debido a la hidrólisis del carbamato intermedio hacia bicarbonato.^[Sheilan, 2007]

El hecho de que la absorción de CO_2 pueda ocurrir por dos mecanismos de reacción, los cuales presentan velocidades de reacción significativamente diferentes cinéticamente hablando, tiene un gran impacto sobre la absorción relativa del H_2S y CO_2 según la aplicación de las diferentes alcanolaminas. En soluciones de aminas primarias y secundarias, las velocidades de reacción del CO_2 son bastante altas debido a la habilidad de formar carbamato para la absorción del CO_2 . Por otro lado, la reacción con el H_2S es instantánea por lo que las aminas primarias y secundarias logran esencialmente la remoción completa del H_2S y CO_2 . Sin embargo, debido a que las aminas terciarias son totalmente sustituidas, ellas no pueden formar el carbamato. Las aminas terciarias deben reaccionar con el CO_2 a través del mecanismo de hidrólisis presentado en la Ec (2), el cual es lento como se mencionó anteriormente.

Para la MDEA, una amina terciaria, la reacción del CO_2 con agua para formar bicarbonato es lenta y la reacción con el H_2S es instantánea. Esto se debe a que la reacción con el H_2S es limitada en fase gas mientras que la reacción con el CO_2 es limitada por la fase líquida. Como la reacción ácido-base presentada para el CO_2 es

lenta, la MDEA y varios productos formulados a partir de la MDEA presentan una selectividad moderada hacia la remoción del H_2S con relación al CO_2 .

2.1.7 LA FUERZA DE LA BASE Y CONCENTRACIÓN DE LAS SOLUCIONES DE ALCANOLAMINAS

La fuerza de la base es importante debido a que el fundamento del proceso es la reacción ácido base. Una fuerza de base alta indica una afinidad alta para el gas ácido el cual se desea remover. Una forma de medir la fuerza de la base PKa del solvente es mediante el parámetro Ka, el cual es la constante de acidez que se expresa a menudo como el negativo del logaritmo, PKa. Mientras más grande sea éste valor, más débil es el ácido (o más fuerte la base). Los valores del PKa, en base a soluciones diluidas, para los solventes empleados en el proceso de endulzamiento se muestran en la siguiente figura.

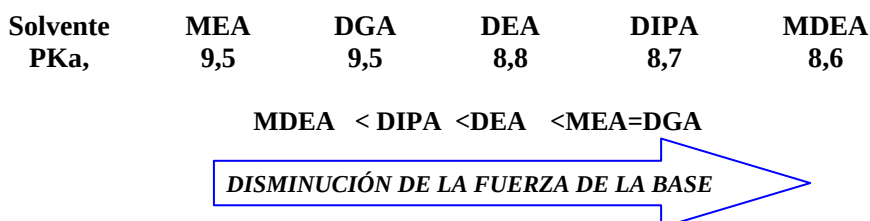


Figura 4: Fuerza de la base en soluciones diluidas de Alcanolaminas

Como se observa en la Figura 4, la fuerza de la base disminuye a medida que aumenta la sustitución del átomo de nitrógeno, lo cual es indicativo de la disminución de la reactividad con los gases ácidos. Se debe hacer notar que aunque la MEA y la DGA son bases fuertes, en comparación al resto de las alcanolaminas, no implica que el empleo de éstas sea destacado, ya que a medida que aumente la reactividad también aumenta los problemas con la degradación de la amina, así como las pérdidas de éstas debido a las reacciones secundarias que, de igual manera, también pueden generar o agravar problemas de corrosión. [Campbell, 1974]]

La fuerza de la base otorgada por las distintas alcanolaminas guarda una

estrecha relación con la concentración empleada en un proceso determinado. Mientras menor sea la fuerza de la base, mayor será la concentración requerida para lograr la especificación del producto, en cuanto a concentración de gases ácidos. Así pues, la concentración de las soluciones de MDEA ($\text{PKa}= 8.6$) es mayor a la de DEA ($\text{PKa}=8.8$) y ésta a su vez es mayor que la concentración requerida por la MEA ($\text{PKa}=9.5$).

A lo largo de los años, diferentes concentraciones de alcanolaminas han sido probadas y aceptadas en la industria de endulzamiento, con la finalidad de aprovechar al máximo los beneficios de cada amina y reduciendo los problemas operacionales asociados a su utilización. Estas concentraciones están asociadas con la presión de vapor resultante, la capacidad de absorción, la resistencia a la degradación y las tendencias a la corrosión para disminuir los problemas operacionales. Ésta gama de condiciones se presentan en la siguiente Tabla 9.

Tabla 9: Concentraciones y cargas de gas ácido aceptadas para el empleo de las alcanolaminas [Bullin, 1984].

	MEA	DEA	MDEA
Concentración en peso	15-20	25-30	20-45
Molaridad	2,5-3,3	2,4-2,9	1,9-3,8
Carga de la solución rica	0,30-0,35	0,35-0,40	0,45-0,50
Carga de la solución Pobre	0,10-0,15	0,05-0,07	0,004-0,01

La terminología “Carga de Solución” se refiere a la relación existente entre los moles de gas ácido y los moles de amina de una determinada corriente. La connotación “Rica” es empleada para referirse a la aplicación de la definición en aquellas corrientes donde la cantidad de moles de gas ácidos es mayor como resultado de la absorción previa. De igual manera la connotación “Pobre” se refiere a aquellas corrientes donde los moles de gas ácido son menores como resultado de la regeneración previa del solvente.

La molaridad es la medida de la fuerza de la solución de alcanolamina en la reacción con los gases ácidos. A mayor cantidad de moles de alcanolamina por litro,

mayor cantidad de moles de componentes ácidos reaccionarán para ser removidos.

Por último, es importante destacar que las soluciones de DEA usadas para el tratamiento de los gases de refinería, típicamente están en un rango de concentración de 20 a 25% en peso, mientras concentraciones de 25 a 30% en peso son comúnmente empleadas para la purificación del gas natural. Las soluciones de DGA usualmente contienen de 40 a 60% en peso de amina.^[Lieberman, 1986]

2.1.8 UBICACIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS DENTRO DEL ESQUEMA DE REFINACIÓN

El azufre es uno de los componentes removidos por los procesos de hidrotratamiento, los cuales emplean como reactivo fundamental el hidrógeno, formándose de H_2S mediante las reacciones de hidrosulfuración.

Gran parte de las corrientes gaseosas resultantes de los procesos de hidrotratamiento contienen alto contenido de hidrocarburos livianos por lo cual son empleadas como combustible de la propia refinería y se hace indispensable la remoción de H_2S para evitar emisiones de óxidos de azufre (SO_x) durante el quemado y cumplir con las regulaciones ambientales. Las remociones de H_2S del gas son acompañadas por la remoción de CO_2 y COS , si están presentes, debido a sus características ácidas similares.

Adicionalmente, el H_2S es un inhibidor del catalizador empleado los procesos de hidrotratamiento por lo cual se hace indispensable su remoción de las recirculaciones de H_2 del mismo proceso.

En términos generales, la nafta virgen pesada es alimentada al hidrotratamiento de nafta (NHT) con la finalidad de pretratar la alimentación a las unidades de reformación catalítica, disminuyendo la concentración de componentes tales como azufre, oxígeno y nitrógeno, los cuales impactan de manera desfavorable al catalizador de reformación. Es de mucha importancia la remoción de nitrógeno principalmente debido a que éste es un veneno del catalizador empleado. Debido a las reacciones que ocurren en este proceso de hidrotratamiento se hace inevitable perder

octanaje, sin embargo, ésta pérdida es recuperada en el posterior reformado. Como el proceso de reformación genera grandes cantidades de hidrógeno el cual es el reactivo indispensable del proceso de hidrotratamiento, ambos procesos interactúan entre sí, y una porción de la corriente de hidrógeno es enviada a DHT.

El DHT se encarga de eliminar compuestos indeseados de la alimentación de Diesel para producir Diesel hidrotratado. Corrientes de hidrógeno con alto contenido de H_2S , consecuencia de las reacciones de hidrodesulfuración son generadas en este proceso, por lo cual dentro del límite de baterías de esta unidad se disponen de las torres de absorción con aminas, las cuales cumplen con los dos objetivos primordiales siguientes:

- Disminuir la concentración de H_2S de la corriente de hidrógeno con el fin de recircularla a la zona de reacción de DHT.
- Disminuir la concentración de H_2S de las corrientes de hidrocarburos livianos con el fin de emplearlos como combustible en la propia refinería.

Por su parte la torre de regeneración, conocida como “Unidad de Aminas”, recibe la solución de solvente empleada, rica en componentes ácidos, con el objetivo de despojarlas y reenviarlas al proceso de absorción.

La corriente de gas ácido del tope de la regeneradora, rica en H_2S es enviada a la unidad de recuperación de azufre (URA) la cual se conoce con el nombre de Claus y convierte el H_2S en azufre elemental mediante reacciones térmicas y catalíticas.

Las aguas resultantes de las unidades de hidrotratamiento con alto contenido de H_2S y NH_3 son enviadas a la unidad de despojamiento de aguas agrias (SWS) con el fin de separar estos componentes. Los gases resultantes de la unidad de SWS poseen altos contenidos de H_2S y NH_3 por lo que son enviadas a la unidad de URA para continuar recuperando azufre.

En el siguiente diagrama se presenta la integración de las unidades de interés de la refinería estudiada, haciendo énfasis en las torres de absorción y su integración con las unidades de hidrotratamiento.

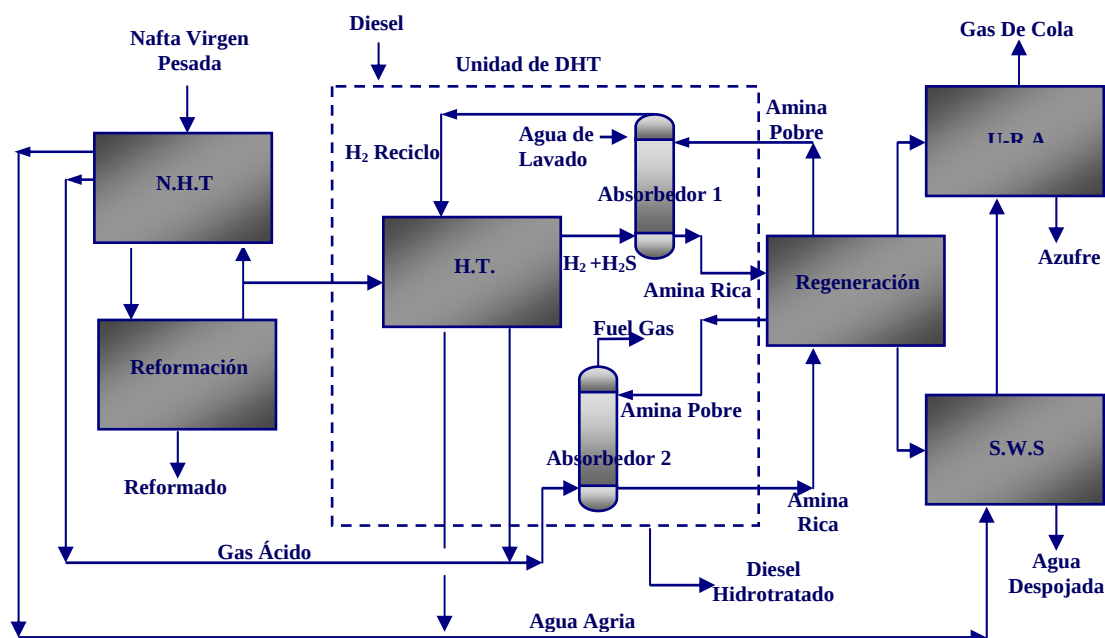


Figura 5: Ubicación del proceso dentro del esquema de refinación

Es importante destacar que en las refinerías se conoce como “Unidad de Aminas” a la torre de regeneración y las torres de absorción se encuentra dentro de los límites de batería de otros procesos, como es el caso de las unidades de hidrotratamiento mostradas en la Figura 5. De tal manera que la unidad de regeneración es común para varios servicios, recibiendo las soluciones de alcanolaminas con cargas ácidas de varias torres de absorción. En contraste, en la industria de tratamiento de gas, se conoce con el nombre de “Unidades de Aminas” a la integración del absorbedor con el regenerador todo dentro de un mismo límite de batería. En ambos casos, el conjunto conformado por la(s) torre(s) de absorción con la correspondiente torre de regeneración es lo que conforma el proceso de endulzamiento de gas.

2.1.9 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS

En la Figura 6 se muestra el diagrama simplificado de la planta de endulzamiento de gas en estudio.

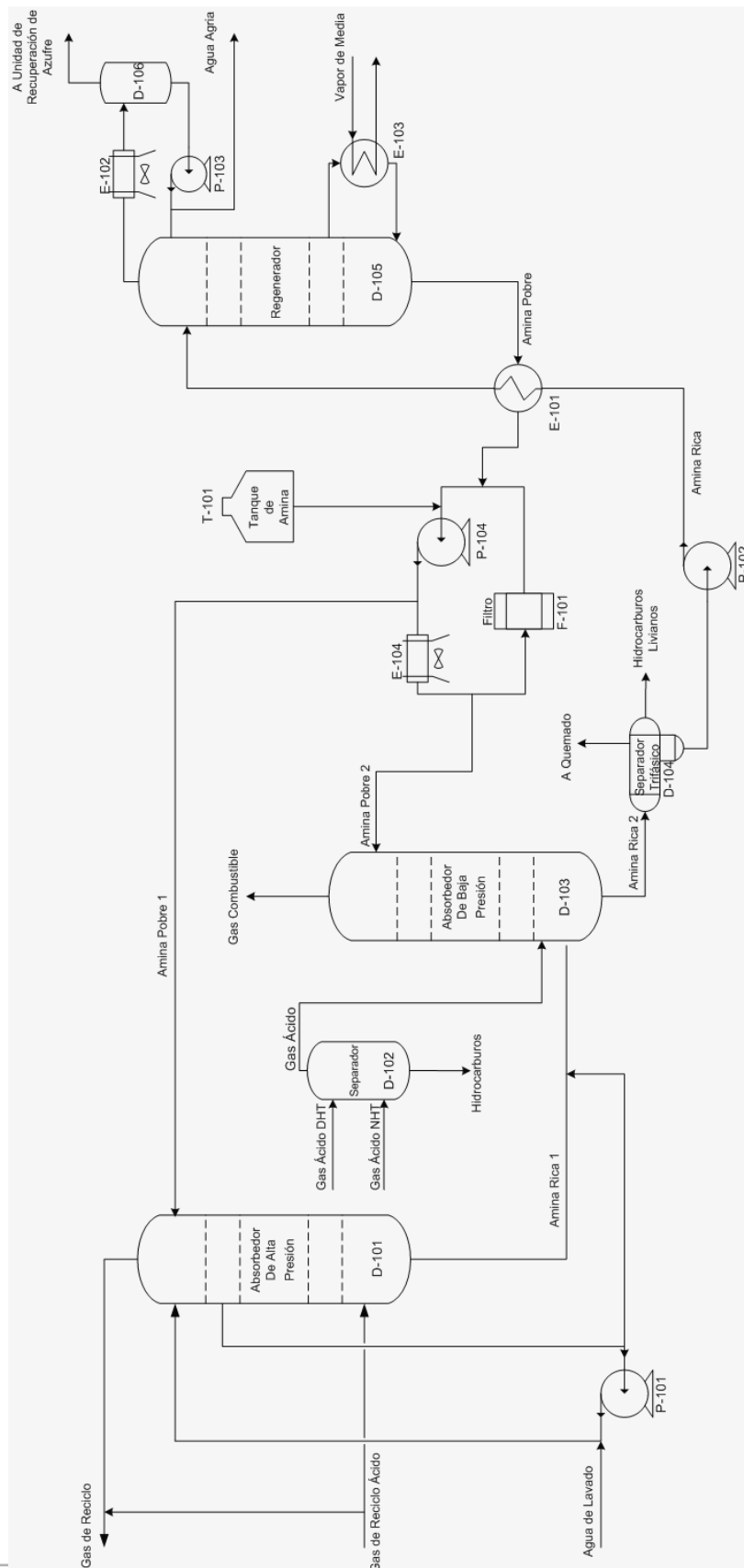


Figura 6: Esquema general del proceso de la planta de endulzamiento de gas en estudio

El proceso de endulzamiento comienza con la alimentación del “Gas de Reciclo Ácido” a la torre de alta presión D-101, de la cual una porción es desviada hacia los productos de tope de esta misma torre para ajustar el contenido de H_2S a 1% en volumen. En la sección de tope de D-101, el gas previamente depurado se lava con agua de circulación con el fin de recuperar la amina arrastrada. La circulación del agua es impulsada por la bomba de agua de lavado P-101.

Posteriormente, la torre de absorción de baja presión D-103, recibe el gas ácido de la unidad de hidrot ratamiento de Nafta y de Diesel después de la remoción del líquido condensado en el tambor de disposición de líquidos de gas ácido D-102. El gas de tope tratado con amina proveniente del D-103 es gas combustible.

La amina rica del D-101 es enviada a la sección de fondo del D-103 con la finalidad de desprender los hidrocarburos disueltos en el absorbedor de alta presión sumándose así a la amina rica de D-103.

La amina rica total proveniente del fondo del D-103 se envía hacia el separador trifásico de amina rica D-104, donde se remueve a baja presión el gas disuelto y se separan los hidrocarburos de la solución de amina por decantación. El gas separado en el D-104 se dispone para ser quemado. Luego, la solución acuosa de amina rica proveniente de D-104 es bombeada por la bomba de amina rica P-102 y precalentada con el producto del fondo del regenerador en el intercambiador de calor de amina pobre/rica E-101, y entra a la torre de regeneración de aminas D-105 con el objetivo de separar los gases ácidos de la solución. El hidrocarburo separado en el D-104 se envía a un tambor de sumidero.

El vapor de tope del D-105 se condensa parcialmente por efecto del enfriador con aire de gases ácidos E-102. El gas de descarga separado en el tambor de reflujo de la torre de regeneración D-106 se envía a la unidad de recuperación de azufre como un gas ácido de amina. Parte del agua condensada es bombeada por la bomba de reflujo P-103 y devuelta a la columna como reflujo y el excedente de agua se envía a la unidad de despojamiento de aguas agrias.

El rehervidor del regenerador E-103 genera vapor de despojamiento necesario para la separación de los gases ácidos que ocurre en la torre D-105 empleando para

ello vapor de media presión (50 psig).

La corriente de amina pobre del fondo del D-105 se enfría en el intercambiador E-101 y se divide para ser enviada nuevamente a las torres de absorción correspondiente. La porción de corriente de amina pobre hacia D-103 pasa por el enfriador con aire E-104 con el fin de adecuar la temperatura de la corriente a la de entrada a la torre. La porción restante de la solución de amina pobre es enviada hacia la torre de absorción de alta presión D-101.

Una porción de la corriente de amina pobre saliente del enfriador con aire E-104 es enviada a la sección de filtrado F-101, la cual está provista de filtros de carbón activado y de cartuchos, para luego ser recirculada hacia la succión de la bomba de amina pobre P-104, estableciendo de esta manera un ciclo de filtrado para la amina pobre que tiene como objetivo evitar problemas asociados a la presencia de sólidos, tales como la formación de espuma, taponamiento de las torres de absorción y pérdidas de solvente entre los más importantes.

Por último se cuenta con una inyección de amina en la succión de la bomba P-104 con la finalidad de reponer la amina perdida, mantener el flujo y la concentración de la solución.

2.1.9.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN TÍPICAS

Las condiciones de operación en las plantas de endulzamiento de gas han sido objeto de estudio a lo largo de los años, con el objetivo de lograr las especificaciones del gas dulce cumpliendo con las bases teóricas y operacionales que maximicen la remoción de gas ácido y la posterior regeneración del solvente minimizando los problemas de operación. Claro está que la experiencia en este tipo de operaciones también juega un papel fundamental en los criterios típicos seleccionados. En la Tabla 10 se muestran las condiciones de operación típicas.

Tabla 10: Condiciones de operación típicas en plantas de endulzamiento de gases ácidos con alcanolaminas ^[Kohl, 1997].

Condiciones de Operación	Valores Típicos
Temperatura del gas alimentado al absorbedor (°C)	37,8 - 48,9
Temperatura de la solución pobre alimentada al absorbedor (°C)	46,5 - 57,2
Temperatura de la solución rica saliente del absorbedor (°C)	54,4 - 71,1
Temperatura de la solución rica alimentada al regenerador (°C)	93,3 - 104,4
Temperatura de la solución pobre a la salida del despojador (°C)	115 - 128
Presión del absorbedor (bar)	Mayor a 30
Relación de Reflujo del Regenerador	De 0,5 a 3

- La temperatura de entrada de las soluciones de aminas deben estar de 5,5 a 8,3 °C (10 a 15 °F) por encima de la temperatura de entrada de la corriente de gas ácido para prevenir la condensación de hidrocarburos en los absorbedores, lo cual ocasiona formación de espumas.
- La temperatura de la solución de amina pobre no debe exceder los 57,2 °C (135 °F). Por encima de esta temperatura pueden ocurrir pérdidas del solvente debido a la vaporización excesiva.
- La temperatura de la solución de amina rica a la salida del intercambiador de amina pobre/amina rica puede ser de 104,4 °C como límite para las aminas terciarias, tales como la MDEA, ya que éstas presentan mayores resistencia a la degradación en comparación con las aminas primarias y secundarias.
- Las temperaturas típicas en el tope del regenerador están en el rango de 98,9-110°C (210-230°F), lo cual depende de la relación de reflujo empleada.
- La temperatura máxima permitida en el fondo del regenerador es 126°C (260°F), ya que por encima de ésta temperatura se produce la degradación de la amina.
- Las relaciones de reflujo del regenerador pueden incrementarse según se requiera alcanzar las especificaciones de los productos, pero se debe tomar en cuenta que dichas variaciones acarrearán mayores requerimientos energéticos en el rehervidor de fondo.

2.1.9.2 EFECTOS TÉRMICOS EN LOS ABSORBEDORES

El absorbedor actúa como un reactor y un intercambiador de calor. Una considerable cantidad de calor es liberada por la absorción y las subsiguientes reacciones de los gases ácidos en la solución de amina. Una pequeña cantidad de calor puede también ser liberado (o absorbido) por la condensación (o evaporación) de vapor de agua. Para evitar la condensación de hidrocarburos la solución pobre es usualmente alimentada en el tope del absorbedor a una temperatura ligeramente mayor (5,5-8,3°C) que la del gas ácido el cual es alimentado por el fondo. Como resultado, el calor es transferido desde el líquido hacia el gas aún en ausencia de la absorción del gas ácido. El calor de reacción es generado en la fase líquida, lo cual aumenta la temperatura del líquido favoreciendo la transferencia de calor hacia el gas. La mayor parte de la absorción (y generación de calor) normalmente ocurre cerca del fondo de la columna debido a que la corriente de gas alimentado contiene las mayores concentraciones de gas ácido dando lugar a las reacciones exotérmicas descritas en la sección 2.1.6. Posteriormente el gas es enfriado por la solución pobre a medida que asciende por la columna.

Un perfil de temperatura típico para una columna de absorción de gases ácidos es mostrado en la Figura 7.

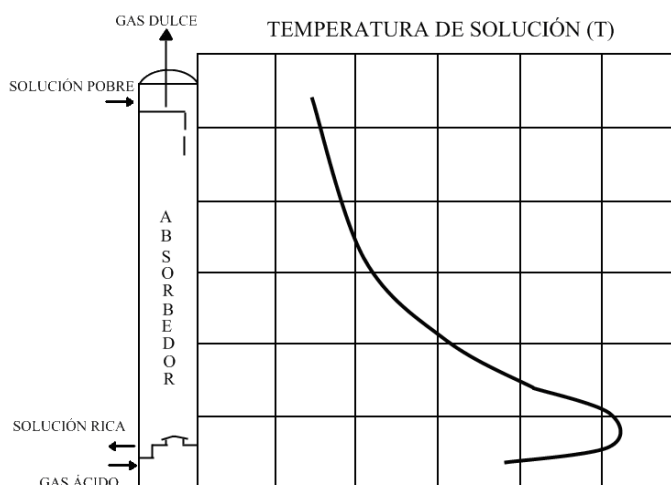


Figura 7: Perfil típico de temperaturas del absorbedor

El máximo de temperatura es el resultado del enfriamiento de la solución rica con el gas de entrada, y el enfriamiento de la solución pobre al ceder el calor al gas tratado a medida que éste asciende por la columna. El tamaño, la forma y la localización del bulto de temperatura depende de la zona del absorbedor dónde sea absorbida la mayor cantidad de gas ácido, el calor de reacción, y la cantidad relativa de líquido y gas fluyendo por la columna. En general para la absorción de gases ácidos, el “bulto” de temperatura es más agudo y bajo en la columna para aminas primarias, más amplio para las aminas secundarias y mucho más amplio aún para las aminas terciarias. [Khol, 1997]

Como el calor es transferido desde líquido caliente hacia el gas frío en la parte inferior de la columna y en la dirección opuesta en la parte superior, los perfiles de temperatura del gas y del líquido se cruzan cerca de la zona de mayor absorción. Este efecto se puede observar en la Figura 8.

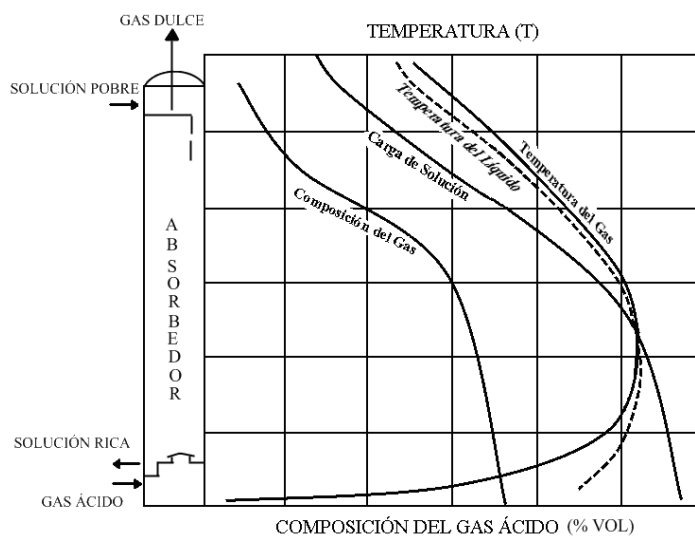


Figura 8: Perfiles de temperatura del líquido y gas a través del absorbedor

El efecto de la relación líquido/gas se puede denotar de la siguiente manera: cuando la relación del flujo de aminas es disminuida, el “bulto” de temperatura aumenta en magnitud y se mueve arriba de la columna. Este efecto es mostrado en la Figura 9.

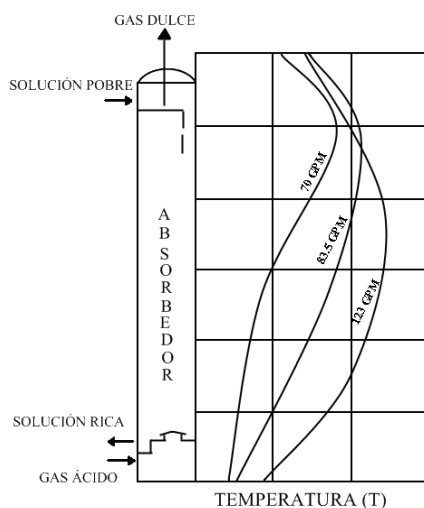


Figura 9: Efecto de la circulación de la solución de alcohólamina sobre el perfil térmico del absorbedor

Cuando el gas de alimentación contiene poco gas ácido, la cantidad de solución requerida también debe ser menor, manteniendo una cantidad suficiente de solvente. De lo contrario, si la cantidad de solvente es muy pequeña, el gas que deja la zona de contacto llevará consigo la mayor parte del calor de reacción, en relación con lo que se llevará el líquido. Este caso extremo se presenta en la Figura 10.

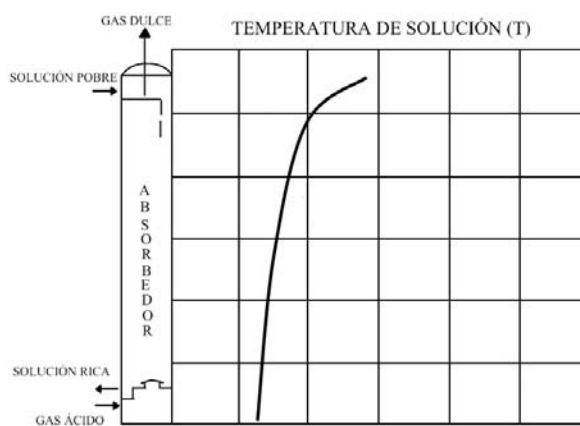


Figura 10: Perfil térmico de un absorbedor con alimentación de bajo contenido de gas ácido

En la Figura 10 se muestra que la solución rica es enfriada aproximadamente a la temperatura del gas de entrada antes de dejar la columna y la mayor parte del calor

de reacción es eliminado de la columna por el gas tratado que aumenta de temperatura en la parte superior de la columna.

2.1.10 PRINCIPALES CONTAMINANTES DE LAS PLANTAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS

Los contaminantes de las plantas de aminas pueden ser agrupados dentro de cinco categorías distintas.

2.1.10.1 Sales estables al calor (Sales Termo Estables)

Aniones de ácidos fuertes como el formiato, acetato, tiosulfuro, tiocianato, y cloruro se pueden combinar a una molécula de amina para formar una sal que no puede ser regenerada por la adición de calor. Las sales termoestables también son consideradas corrosivas.

2.1.10.2 Degradación

Los productos de degradación son los contaminantes en solución generados de la modificación de forma irreversible de la estructura molecular de la amina dando origen a una especie totalmente nueva.

2.1.10.3 Inyección de Químicos

La introducción al sistema de inhibidores de corrosión y químicos antiespumantes, pueden ocasionar la acumulación de éstos en el circuito de endulzamiento. Su aplicación puede representar un alto porcentaje de la corriente de solvente. Una acumulación grande de sustancias químicas de inyección tarde o temprano puede conducir al ensuciamiento y puede causar cambios de las

propiedades físicas de la solución afectando de manera desfavorable la transferencia de masa. Una propiedad que es afectada comúnmente es la viscosidad.

2.1.10.4 Hidrocarburos

Los hidrocarburos pesados pueden condensar en el absorbedor. Estos hidrocarburos pueden causar espumas y a altas concentraciones pueden cambiar las propiedades físicas del solvente.

2.1.10.5 Particulantes

Los particulantes típicos incluyen sulfuros de hierro, metales provenientes de la corrosión de los equipos, carbón vegetal provenientes de los filtros y restos de catalizadores provenientes de procesos aguas arriba.

Típicamente, todos los contaminantes mencionados pueden en algún momento estar presentes en cualquier planta de endulzamiento de gas, y la cantidad de cada uno puede variar desde un bajo, o nulo, a un alto porcentaje.

2.1.11 PRINCIPALES PROBLEMAS PRESENTADOS EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

Una de las razones por la cual los procesos que utilizan alcanolaminas han desplazado en gran medida a otros procesos utilizados en la purificación de gas es la carencia de dificultades en la operación. Sin embargo, varios factores pueden ocasionar gastos indebidos y dificultades en la operación de éstas unidades, entre las cuales pueden citarse, desde el punto de vista económico, la corrosión y las pérdidas de la solución de amina. Desde el punto de vista de dificultad de operación, pueden citarse, la espuma y el taponamiento del equipos, tales como absorbedores. Estos factores causan limitaciones en la capacidad de la planta de endulzamiento de gas.

2.1.11.1 Corrosión

El CO₂ causa severa corrosión, particularmente a temperaturas elevadas y en presencia de agua. El mecanismo involucrado, consiste de la reacción de hierro metálico con ácido carbónico, lo cual origina la formación de bicarbonato de hierro soluble. El calentamiento adicional de la solución puede liberar el CO₂ y provocar la precipitación del hierro como carbonato insoluble. El ácido sulfhídrico ataca al acero dando origen a la posterior formación de sulfuro ferroso insoluble. Como puede observarse en la Figura 49 mostrada en la sección de anexos, las zonas de alta temperatura son las más susceptibles a sufrir corrosión. Por último puede presentarse corrosión debido a la erosión de sólidos suspendidos en el flujo de gas o por difusión de gases ácidos a través del material sólido causando lo que se conoce con el nombre de corrosión de esfuerzo.

2.1.11.2 Formación de espuma

Se debe generalmente a la contaminación de la solución por hidrocarburos ligeros condensados, por sólidos suspendidos finamente divididos (como sulfuro de hierro), por productos de degradación de la solución de aminas o por agentes externos presentes en el flujo de alimentación. La condensación de hidrocarburos pesados presentes en el gas alimentado puede evitarse, manteniendo la temperatura de la solución de amina pobre de 5 a 8.3°C grados por encima de la temperatura de la corriente de alimentación de gas ácido, como se ha mencionado anteriormente, asegurando con esto que no ocurra cambio de fase.

2.1.11.3 Pérdidas de Solvente

En todas las plantas endulzamiento de gas es habitual que ocurran pérdidas de solvente. Los dos motivos principales son la volatilidad intrínseca de las alcanolaminas y la degradación irremediable de la solución. Las pérdidas de aminas

por volatilidad no son normalmente significativas porque las soluciones tienen una presión de vapor baja en las condiciones normales de operación del absorbedor y del regenerador. A pesar de esto, las aminas primarias y secundarias tienen mayor presión de vapor que las aminas terciarias y las pérdidas por volatilidad en absorbedores que trabajan a poca presión de operación pueden llegar a ser significativas. Es práctica común en muchos casos, realizar un lavado con agua después que los gases ácidos abandonan el absorbedor y antes de entrar al regenerador y de esta manera evitar las pérdidas de solvente.

2.2 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

El agua agria es una mezcla compleja de compuestos orgánicos polares generada por el uso indirecto del vapor de agua para el despojamiento de azufre y nitrógeno en los procesos de refinación del petróleo. Otra fuente de aguas agrias presente en la industria de refinación es el lavado de hidrocarburos con agua.

La composición del agua agria no es constante al igual que su flujo y presentan una tendencia creciente en los procesos de refinería. Los componentes de las aguas agrias son primordialmente H_2S y NH_3 , pero pueden contener otras componentes tales como, fenoles y cianuros.

La importancia de las plantas despojadoras de aguas agrias ha aumentado con los años debido a los fuertes requerimientos en los procesos de refinación en cuanto a concentraciones de azufre y nitrógeno, al aumento de este componente en crudo alimentado a las unidades y a las restricciones ambientales que se han vuelto más estrictas con el pasar del tiempo.

2.2.1 ORIGEN DE LAS AGUAS AGRIAS

Los crudos con altos contenidos de azufre pueden dar origen a las agua agrias en unidades tales como: columnas de destilación atmosféricas, torres de vacío, unidades de hidrosulfuración (HDS), corrientes craqueadas, craqueo catalítico fluidizado e hidrocrqueo catalítico. Las concentraciones de NH_3 y H_2S son mayores en los residuos provenientes de HDS, FCC e hidrocrqueo.

Las torres atmosféricas y de vacío existentes en las refinерías producen aguas agrias, las cuales provienen del cambio de fase que tiene lugar en los condensadores que pueden existir en dichas columnas.

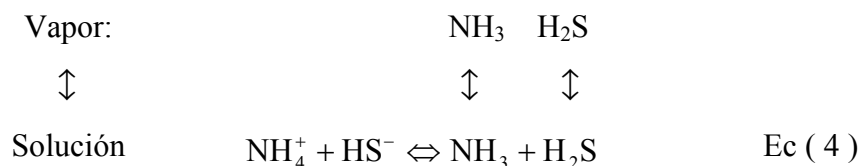
Las unidades de craqueo térmico y catalítico originan aguas agrias, las cuales provienen del vapor empleado en la inyección, despojamiento y la aeración. Alimentaciones viscosas pesadas, ricas en azufre, producen altas concentraciones de H_2S cuando son hidrogenadas. El amoniaco es formado mediante la hidrogenación de

compuestos de nitrógeno orgánico. Una fuente mayor de aguas agrias se encuentra en los lavados con agua de las unidades de hidrotratamiento y en la unidad de aminas existentes en la refinería

A mayor cantidad de azufre removido, como consecuencia de los fuertes requerimientos de calidad en los productos, mayor cantidad de nitrógeno es convertido en amoníaco debido a la alta solubilidad de este compuesto en agua, acumulándose por lo general en las aguas de lavado. Los fenoles son producidos por la reacción entre el vapor de agua y los hidrocarburos cíclicos. Las aguas desmineralizadas pueden ser empleadas en las concentraciones de gas de la unidad de FCC con la finalidad de disolver y arrastrar el H_2S , NH_3 y cianuros fuera del sistema de manera que la presión parcial del H_2S y NH_3 sean reducidas, disminuyendo así el potencial de la formación de ampollas por hidrógeno y la corrosión.

2.2.2 PRINCIPIOS DEL DESPOJAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

En las aguas agrias, el H_2S y NH_3 están presentes como hidrosulfuro de amonio (NH_4HS), la cual es una sal de un ácido débil. En solución esta sal sufre un proceso de hidrólisis para formar H_2S y NH_3 . El equilibrio general puede ser representado como se muestra en la Ec (4)



El NH_3 se disuelve en agua para reaccionar formando una base débil que luego sufre un proceso de ionización para formar iones amonio e hidroxilos. El H_2S también se ioniza en agua de forma similar

El H_2S y NH_3 libres en la fase acuosa son volátiles y ejercen una presión parcial en la fase de vapor (ley de Henry). Ambos componentes pueden ser

removidos empleando una corriente de despojamiento de vapor de media presión (50 psig). El vapor calienta al agua agria bajando la presión parcial del H_2S y del NH_3 como resultado de la reacción de hidrólisis, la cual se incrementa a altas temperaturas y bajas presiones. Como el H_2S es menos soluble en agua que el NH_3 , el H_2S se despoja más fácilmente. Esto provoca que el agua despojada se vuelva más alcalina debido al aumento de la relación NH_3/H_2S [Sheilan, 2007]

2.2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

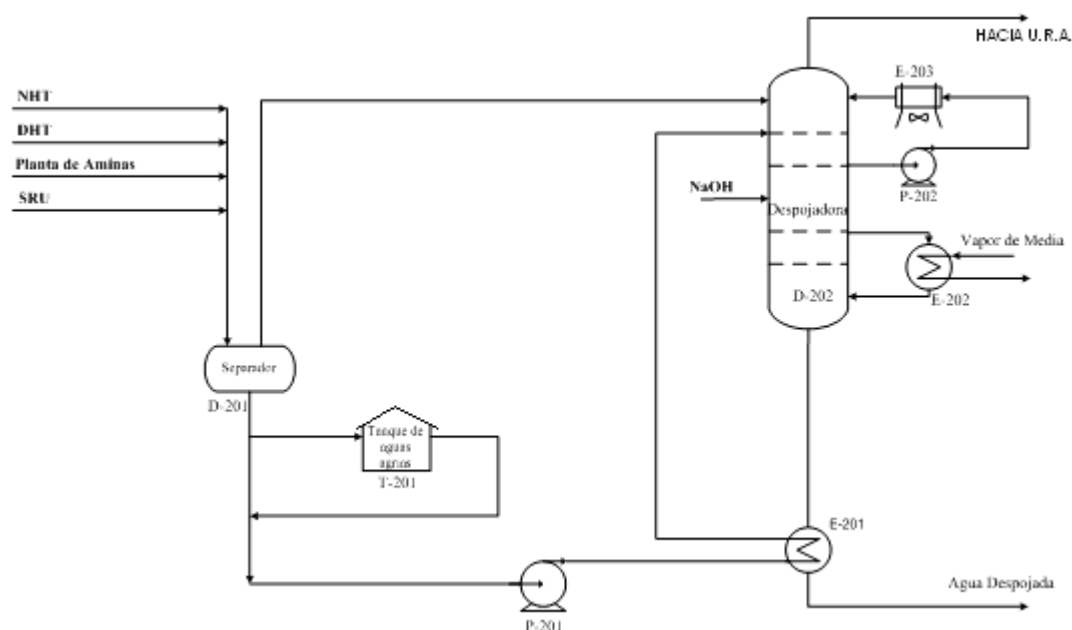


Figura 11: Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de aguas agrias

Las aguas agrias provenientes de las unidades de NHT, DHT, plantas de endulzamiento con aminas y unidades de recuperación de azufre (URA), son alimentadas al separador flash D-201, lo cual persigue los propósitos de remover los vapores existentes y reunir el agua agria proveniente de las unidades antes mencionadas. El tanque de compensación T-201 cumple con el objetivo de homogenizar la carga, mantener el inventario del sistema y cabezal de la bomba P-201, permitiendo de ésta manera un flujo homogéneo y continuo de líquido durante el

proceso de despojamiento. Además provee la separación de los hidrocarburos livianos arrastrados, la cual se logra debido a las diferencias de densidades entre el agua agria y los hidrocarburos, retirando estos últimos de la superficie del agua.

El agua agria del tanque de almacenamiento es calentada en el intercambiador de calor E-201 por el agua despojada proveniente de la torre despojadora D-202 para luego ser alimentada en el primer plato superior de la misma. Como el agua agria fluye hacia abajo por la torre, el H_2S y el NH_3 son despojados por la corriente de vapor en contracorriente, generada en E-202 y proveniente desde el fondo de la columna. A medida que se añade más agua a la torre, el rehervidor de agua agria E-201 es usado para evaporarla. La temperatura de burbuja corresponde a la mínima presión de operación de la columna para que tenga lugar el despojamiento del H_2S y el NH_3 . El vapor generado en el rehervidor E-202 es alimentado en el fondo de la columna.

Una porción del agua agria descendiente por la columna despojadora es bombeado por la bomba de tope P-202, para luego fluir por el enfriador con aire E-203 y regresar a columna para proveer el enfriamiento necesario del gas ascendente con el objetivo de condensar una porción del agua presente en éste y así lograr que la corriente de gas saliente por el tope contenga el menor contenido de agua posible y la mayor cantidad de H_2S y NH_3 . De esta manera, la columna de despojamiento presenta dos secciones: la sección de tope donde los procesos predominantes son la transferencia de calor con la consecuente condensación de agua y la sección de fondo donde tiene lugar la mayor parte del despojamiento. El sistema conformado por la bomba P-202 y el enfriador E-203 se conoce con el nombre de “Pumparound de enfriamiento” y cumple la función de disminuir la temperatura del sistema para mantenerlo en equilibrio, punto en el cual ocurre el despojamiento.

La porción del gas ácido saliente por el tope de la columna, con altos contenidos de H_2S , son enviados a URA para recuperar el azufre en estado líquido.

Como se dijo anteriormente, el H_2S es menos soluble en agua que el NH_3 , por lo que es más fácilmente despojado ocasionando un incremento de la relación de

$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S}$ haciendo la solución más básica. El equilibrio de la hidrólisis generada tiende hacia un estado ionizado.

Los gases salientes del separador flash D-201 son ricos en H_2S y posteriormente son enviados al tope de la torre D-202, contribuyendo al equilibrio y combinándose con los gases de tope persiguiendo recuperar la mayor cantidad de azufre en URA aguas abajo del proceso.

2.2.4 REMOCIÓN DE H_2S Y NH_3

Las variables que afectan el despojamiento del sulfuro de hidrógeno y el amoníaco son 1) la cantidad vapor, 2) la presión de la torre y 3) el pH del agua agria. El aumento de la cantidad de vapor generado incrementa el despojamiento del H_2S y el NH_3 . Sin embargo, la recomendación máxima empleada es cerca de 0.2 toneladas de vapor por m^3 de la combinación de la alimentación de agua agria y reflujo.

Por supuesto, ésta recomendación puede ser mayor para alimentaciones frías que no son calentadas por la corriente de producto despojado. Bajando la presión de la torre puede incrementar la efectividad del despojamiento permitiendo disminuir la velocidad de la corriente de vapor mientras se alcanza la especificación de los productos.

Generalmente, la presión de operación de la torre despojadora es la menor posible, la cual es cercana a 1.2 bar. Ésta presión debe permitir a los gases salir por el tope de la columna. El alto pH del agua tiende a retener H_2S en solución e influir en la liberación de amoníaco.

Inversamente, el bajo pH del agua tiende a liberar amoníaco en solución y favorecer el despojamiento de H_2S . La inyección de una pequeña cantidad de hidróxido de potasio (NaOH) cerca del fondo de la torre tiende a mejorar el despojamiento del amoníaco. El sulfuro de hidrógeno es igualmente despojado en la parte alta de la torre debido a su menor solubilidad en agua.

Si NaOH es añadido, el control se hace crítico y el pH del agua despojada puede llegar a ser de 0,8.

2.2.5 CORROSIÓN EN LAS UNIDADES DE DESPOJAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

Los principales productos de corrosión en las unidades de aguas agrias son el H_2S , hidrosulfuros (HS^-), cianuros (CN^-) y las sales solubles como los sulfuros y sulfatos. La corrosión más severa es encontrada en lugares donde las concentraciones de NH_4HS son altas en compañía de altas velocidades de líquidos, tales como bombas e intercambiadores de calor. Severos daños por corrosión pueden ser ocasionados también donde las corrientes son condensadas desde un gas con altas concentraciones de H_2S y NH_3 como el tope de la torre despojadora. El NH_3 gaseoso puede ser fácilmente disuelto dentro de corrientes condensadas y combinadas para formar altas concentraciones de solución de NH_4HS , especialmente a altas temperaturas.

Halógenos y cianuros agravan los problemas de corrosión en la sección de reflujo, mientras los fenoles tienden a causar corrosión en la sección del rehervidor.

La selección de los materiales para el tope de la despojadora de aguas agrias es relacionada con la concentración de NH_4HS , la cual no puede superar más del 10% en peso. Para garantizar una operación segura, la temperatura del reflujo no debe ser menor a 90 °C.

2.3 FUNDAMENTOS DE SIMULACIÓN

Por simulación se entiende el proceso de reproducir, de emular las condiciones y las variables de un sistema real en forma matemática. La simulación constituye una técnica económica que permite ofrecer varios escenarios posibles de una situación real admitiendo la posibilidad de equivocación sin provocar efectos sobre el mundo real. En términos puntuales la simulación es el proceso de diseñar y desarrollar un modelo computarizado de un sistema o proceso y llevar a cabo pruebas con éste, con el propósito de entender el comportamiento del sistema o evaluar varias estrategias con las cuales se puede operar y mejorar el sistema.

Desde el punto de vista de procesos químicos un simulador es una herramienta de cómputo diseñada para identificar los resultados de un conjunto de transformaciones físicas y químicas secuenciales. Involucra ciertos tipos de modelos matemáticos, lógicos y termodinámicos que describen el comportamiento del sistema a través de largos períodos de tiempo. Para lograrlo, el simulador debe contener las ecuaciones que describen los procesos deseados así como las propiedades físicas y químicas de las sustancias involucradas.

Adicionalmente, el simulador debe ser capaz de definir el efecto que el cambio físico tendrá sobre el fluido involucrado. Esto se logra mediante la definición de bloques, en los cuales tiene lugar las transformaciones y para los cuales existe un conjunto completo de ecuaciones de balance de energía y materia para definir el estado de salida a partir de la información del estado de entrada. Al final, el simulador indicará la energía utilizada en el proceso y las propiedades del estado final.

2.3.1 EMPLEO DEL SIMULADOR ASPEN HYSYS 2004.2

El simulador de procesos químicos ASPEN HYSYS 2004.2 creado por la compañía ASPENTECH es utilizado en el presente trabajo debido a que es un activo de la empresa PDVSA-INTEVEP y cuenta con los módulos o bloques de cálculos necesarios para la simulación del proceso de endulzamiento de gas y despojamiento

de aguas agrias estudiados. Éstos son procesos cerrados y el simulador cuenta con las herramientas adecuadas para validar teóricamente el comportamiento real de estos procesos.

ASPEN HYSYS 2004.2 es un programa interactivo que difiere de la mayor parte de otros simuladores 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 by direccional, es decir, tanto procesos subsecuentes como para los predecesores. Gracias a esto, el simulador reduce la necesidad de cálculos interactivos con lo que incrementa la velocidad de respuesta. Asimismo, la capacidad de seccionar el diagrama de flujo permite utilizar diferentes opciones de simulación, como distintos modelos termodinámicos y métodos de convergencia, a lo largo del proceso.

El ambiente de ASPEN HYSYS 2004.2 está compuesto por cuatro interfases. El primero de estos se denomina PFD (Procesa Flor Diagrama), cuya función es permitir al usuario construir la topología del proceso que se desea simular. Asimismo, existe el “Libro de Trabajo” el cual es una colección de hojas de cálculo las cuales despliegan la información del proceso en forma tabular. La vista “Propiedades” que consiste en una colección de páginas contiene la información acerca de los objetos que constituyen el proceso. Por último existe la vista “Resumen”, la cual despliega una lista de corrientes y los módulos considerados. Una de las ventajas de este sistema es que se pueden tener abiertas dos de estas interfases simultáneamente, lo que facilita el trabajo, sin olvidar que los cambios realizados en cualquier vista se reflejan inmediatamente en las otras tres.

Para iniciar una simulación nueva el primer paso es la selección del método termodinámico y paquete de propiedades, definiendo la base de cálculo. Para tal efecto se emplea el “Administrador de Base del Sistema”, en el cual el usuario define el paquete de predicción de propiedades que desea utilizar como base de cálculo para la simulación que se va a realizar. 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 estados correspondientes.

De ésta manera, en el “Administrador de Base del Sistema se eligen los componentes que participarán en el proceso quedando definidos todos los productos y reactantes involucrados. En éste sistema solo se puede utilizar los compuestos que estén definidos dentro de la base de datos de un determinado módulo, lo cual se presenta como una limitación. Por ejemplo, para la simulación del proceso de endulzamiento de gas con aminas, sólo pueden ser seleccionados el grupo de componentes existentes en la base de datos que participan en el proceso. De lo contrario, el sistema advierte que no puede realizar la simulación debido a la existencia de un componente desconocido en el módulo de aminas. El caso inverso también se presenta, es decir, el sistema advierte que no puede realizar la simulación ya que no se ha seleccionado un componente fundamental, como por ejemplo la amina a emplear.

La selección de los compuestos se da mediante el menú “Relacionar” el cual localiza el compuesto cuyo nombre o fórmula química corresponde de forma más cercana a la información tecleada por el usuario.

A continuación es necesario alimentar al sistema los parámetros requeridos para la ejecución de los balances de materia y energía. En la hoja de “Corrientes de Materiales” se visualiza la etiqueta de la corriente, la cual se identifica con el nombre que elija el usuario o con un número si el usuario no define un nombre. En la hoja de “Composiciones” se deben suministrar las composiciones de cada corriente de material. Posteriormente en la hoja de “Corrientes de Energía” se muestran las corrientes que en su momento se utilizarán para determinar las cargas térmicas. Por último, en la hoja de “Operaciones Unitarias” se puede acceder a los parámetros de todos lo equipos que conforman la simulación. Una vez que se llena la información necesaria para cubrir los grados de libertad del sistema ASPEN HYSYS 2004.2 ejecuta automáticamente todas las operaciones necesarias y resuelve la simulación.

ASPEN HYSYS 2004.2 es capaz de simular una amplia variedad de operaciones físicas, gracias a las operaciones unitarias que ofrece en su base de datos. Por ejemplo compresores, bombas, turbinas, válvulas, intercambiadores de calor de diversos tipos tales como calderas, evaporadores, enfriadores con aire y secadores. Es importante destacar que este simulador, a diferencia de otros, cuenta con un modulo diferente para aquellos intercambiadores que proporcionan energía térmica al sistema y para aquellos que la retiran. De igual manera cuenta con mezcladores, divisores de flujos, separadores, flash, columnas de destilación y torres de enfriamiento.

Cuando el proceso que se desea simular cuenta con reacciones químicas, es necesario alimentarlas al simulador. Con este propósito existe el “Paquete de Reacciones”, al cual se tiene acceso desde el menú de predicción de propiedades. Esto último se aplica en el caso de no utilizar ningún paquete de simulación predefinido, como es el caso del módulo de aminas, el cual dispone de las reacciones químicas que rigen al sistema.

Existe una última característica de mucha importancia que debe ser mencionada. Se trata de los requerimientos de simular un proceso con recirculaciones. Para llevar a cabo esta función existe un módulo específico, el cual lleva a cabo las iteraciones necesarias para actualizar los valores de la simulación, aplicando el método de convergencia de Wegstein.

2.3.1.1 PAQUETE DE AMINAS

Los procesos de remoción de gases ácidos empleando la tecnología de absorción y solventes químicos son los más empleados en la actualidad, particularmente los que emplean soluciones acuosas de alcanolaminas. El paquete de aminas es empleado para modelar las unidades de endulzamiento de gases ácidos con soluciones acuosas de alcanolaminas para la remoción del H_2S y CO_2 . Este paquete contiene datos físicos y químicos para modelar procesos de absorción y desorción con soluciones simples de aminas, tales como MEA, DEA, MDEA, TEA, DIPA o soluciones acuosas de mezclas de aminas como MEA-MDEA o DEA-MDEA.

Los modelos termodinámicos disponibles en el paquete de aminas del simulador ASPEN HYSYS 2004.2 son el modelo de Kent & Eisenberg y el modelo de Li-Mather. Una breve descripción de estos modelos es presentada seguidamente.

2.3.1.1.1 MODELO DE KENT & EISENBERG

El modelo basado en el enfoque de Kent & Eisenberg es usado para correlacionar la solubilidad de equilibrio de los gases ácidos en soluciones de aminas. Diferentes artículos contienen los datos experimentales que fueron empleados para la validación de la solubilidad de este modelo.

El modelo de Kent-Eisenberg asume todos los coeficientes de actividad y fugacidad como 1 (soluciones ideales y gases ideales), y establece una aproximación entre los valores experimentales y los predichos por el paquete.

Se recomienda este modelo para la simulación de unidades de endulzamiento donde los parámetros estén dentro de los valores experimentales existentes en la base de datos del simulador. Las correlaciones de Kent & Eisenberg, proveen buenas aproximaciones entre los valores experimentales y los predichos, solo para una carga de 0.2 a 0.7 (mol de gas ácido por mol de amina) y los resultados son inexactos para sistemas de mezclas de gases ácidos ^[Campbell, 1974]. Adicionalmente, este modelo solo admite la existencia de dos fases, es decir, la fase gas y la fase acuosa sin admitir la fase de hidrocarburos. La convergencia de este modelo es sencilla dentro de los límites que admite.

2.3.1.1.2 MODELO DEL ELECTROLITO DE LI-MATHER

Este modelo es capaz de predecir el comportamiento de tres fases. El modelo de Li-Mather muestra una fuerte predicción sobre un amplio rango de temperatura, presión, carga de ácido y concentración de la aminas.

Este modelo termodinámico es basado en dos tipos de equilibrio: el equilibrio de fase vapor-liquido y el equilibrio determinado por las reacciones químicas ocurridas entre el H_2S , el NH_3 , el agua y la alcanolamina empleada.

La determinación de las composiciones de todas las especies iónicas en ambas fases, vapor y líquido, involucra la resolución simultanea de un conjunto de ecuaciones no lineales que describen el equilibrio físico y químico, la electro neutralidad (balance de carga) y el balance de masa de los electrolitos en la solución acuosa.

En términos generales, este modelo es recomendado para la mayoría de los procesos de endulzamiento de gas, ya que abarca los rangos de aplicabilidad del modelo de Kent-Eisenberg y los mejora. Sin embargo, la convergencia en las simulaciones donde se aplica éste modelo presenta mayor dificultad que la presentada para su antecesor.

2.3.1.2 APLICACIÓN PARA LA SIMULACIÓN DE UNIDADES DE AGUAS AGRIAS

Esta aplicación es empleada para modelar procesos donde se requiere remover H_2S y NH_3 del agua. El proceso de remoción se basa en la hidrólisis que ocurre entre la sal de ácido débil NH_4HS y el agua con la aplicación de una corriente de vapor de media presión. Las interacciones entre los componentes y el proceso son representadas por la ecuación de Peng Robinson.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA GENERAL

Para el cumplimiento de los objetivos planteados se llevó a cabo el siguiente plan de acción:

3.1 CONSTRUCCIÓN DE LA SIMULACIÓN

Mediante el uso del paquete de simulación de procesos ASPEN HYSYS 2004.2 de la empresa ASPENTECH, y de acuerdo a los diagramas de flujo de las unidades de endulzamiento de gas y aguas agrias de la refinería nacional en estudio, se obtuvo una representación virtual del estado actual de la operación. Para ello, se recopiló en primer lugar la información referente a los paquetes ofrecidos por el simulador para la simulación de los procesos antes indicados, encontrándose el “Paquete de Aminas” y el “Paquete de aguas Agrias”. Estos paquetes otorgan toda una gama de funciones, aplicaciones y correlaciones necesarias para realizar las simulaciones de ambos procesos, además de ofrecer los modelos termodinámicos adecuados para cada uno de ellos. Adicionalmente, se realizó la investigación de los antecedentes de simulación de plantas de endulzamiento y aguas agrias con el fin de determinar las principales variables de interés y su interacción en el proceso, así como para conocer los posibles problemas de simulación que podrían presentarse en cuanto a la convergencia. También se empleó la herramienta “Aspen Simulation Workbook” la cual brinda la posibilidad de crear un vínculo con la hoja de datos de Microsoft Excel y ofrecer al usuario una interfaz interactiva y fácil para la utilización de las simulaciones.

3.2 OBTENCIÓN DE DATOS OPERACIONALES

PDVSA-INTEVEP cuenta con una herramienta de trabajo en línea llamada ASPEN PROCESS EXPLORER, la cual es capaz de ofrecer todos los datos operacionales históricos y actuales de todas las unidades que conforman las refinerías del circuito nacional, entre las cuales se encuentran las unidades de endulzamiento de gas y aguas agrias de la refinería en estudio. Con dicha herramienta se obtuvieron todos los datos operacionales históricos necesarios de funcionamiento de ambas plantas para la posterior elección de la data a utilizar en las simulaciones. Para la obtención de los datos operacionales fueron empleados, en primer lugar, los Diagramas de Flujo de Procesos (DFP) de las plantas en estudio con la finalidad de realizar una lista de las etiquetas de identificación de todas las variables involucradas para luego, en segundo lugar, seleccionar aquellas de interés que representan a las variables de entradas requeridas para llevar a cabo la simulación, así como también las variables de salida para la posterior validación. Con ésta última lista de variable, fue descargada la data operacional para un determinado período de tiempo. La elección se llevó a cabo de acuerdo a la consistencia en el tiempo de la data, descartando así aquellos datos que se salían del funcionamiento presentado por la mayoría. Para la obtención final de los valores utilizados, fueron promediados los datos restantes no descartados similares entre sí en cuanto a magnitud, y que representan el funcionamiento actual y sostenido en el tiempo de las plantas de endulzamiento de gas y aguas agrias.

3.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN CON LOS DATOS DE CAMPO

La simulación realizada fue validada utilizando la información recolectada en la selección de datos. En primer lugar, se ingresaron los datos correspondientes a las variables de entrada. Seguidamente, se analizaron los resultados calculados por el simulador (variables de salida), comparándolos cuidadosamente con los correspondientes datos de planta obtenidos, para posteriormente realizar los ajustes

necesarios al modelo, con fin de lograr una coincidencia satisfactoria de los datos operacionales con los simulados y por tanto confirmar que el modelo representa apropiadamente la operación de las unidades de endulzamiento de gas y aguas agrias de la refinería en estudio. Además fue realizado un análisis de sensibilidad con la finalidad de estudiar el efecto de la variación de las condiciones de operación más importantes sobre las variables de salida del sistema. Este procedimiento permitió medir las capacidades de predicción del modelo de simulación como herramienta de trabajo y su capacidad para reproducir el comportamiento de las unidades bajo diferentes condiciones de operación.

3.4 CREACIÓN DE UNA INTERFAZ AMIGABLE PARA LA SIMULACIÓN

Fue empleada la aplicación ASPEN SIMULATION WORKBOOK 2004.2 para crear un vínculo entre las simulaciones realizadas y la hoja de cálculo EXCEL con la finalidad de crear una interfaz fácil de entender para la manipulación de la mismas. Una vez establecido el vínculo, fue verificada la interacción con Excel de las simulaciones realizadas presentando en la interfaz los datos primordiales de proceso, así como los balances de masa y perfiles de temperatura para las condiciones operacionales elegidas por el usuario.

3.5 IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE OPCIONES DE MEJORAS

Una vez validados los modelos de simulación y conocido sus alcance y limitaciones, fueron utilizados como base para analizar y evaluar las condiciones actuales de operación, así como también proponer mejoras potenciales del funcionamiento de las unidades de endulzamiento de gas y aguas agrias.

Los escenarios de proceso que fueron evaluados para la planta de endulzamiento de gas están asociados a los siguientes ítems:

- Cambio de concentración de la alcanolamina utilizada actualmente.

- Operación sin lavado de agua de la torre de absorción de alta presión.
- Cambio de la solución acuosa de alcanolamina empleada.

En relación a la planta de despojamiento de aguas agrias fue evaluado el siguiente ítem:

- Efecto de la variación del reflujo en el pumparound de enfriamiento de la torre despojadora sobre las cantidades de H_2S y NH_3 removidos.

En estos casos, la metodología general consistió en establecer, en primer lugar, los parámetros claves del sistema en estudio y las consideraciones a tomar en cuenta para las simulaciones, en segundo lugar la realización de las simulaciones propiamente dichas según los cambios efectuados y por último el análisis de los resultados obtenidos para determinar la efectividad de las propuestas planteadas.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A continuación se presenta un resumen de los resultados obtenidos en el presente proyecto, así como el análisis de los mismos:

4.1 PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

4.1.1 REALIZACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

4.1.1.1 DATOS REQUERIDOS

Para llevar a cabo la realización del modelo de simulación se requirió, en primer lugar, la composición de las corrientes de entrada al circuito de endulzamiento, las cuales se muestran a continuación:

Tabla 11: Composición de las alimentaciones del circuito de endulzamiento.

Componente	Alimentación D-101, (% mol)	Alimentación D-102		Agua de Lavado, (% mol)
		Desde DHT, (% mol)	Desde NHT, (% mol)	
H ₂ O	0,2	0,6	1,3	100
DEA	0	0	0	0
H ₂ S	0,7	2,1	2,0	0
Hidrógeno	75,5	48,0	65,0	0
Metano	16,1	23,3	8,9	0
Etano	4,7	11,8	5,7	0
Propano	2,1	10,0	3,2	0
i-Butano	0,3	2,1	2,8	0
n-Butano	0,2	1,6	1,2	0
i-Pentano	0	0	0,4	0
n-Pentano	0	0	0,5	0
n-Hexano	0	0	9,1	0
Otros	0,2	0,5	0	0
TOTAL	100	100	100	100

Como se puede apreciar en la Tabla 11, la alimentación de la torre de absorción D-101 es rica en hidrógeno con bajos contenidos de hidrocarburos livianos, tales como C_1 a C_4 y totalmente exenta de C_5 y C_6 , por lo cual es utilizada, después del endulzamiento, como hidrógeno de reciclo hacia la zona de reacción de DHT. La corriente gaseosa resultante del separador D-102 es enviada a la torre de absorción D-103 y puede observarse en la Tabla 11, que está conformada por mayores contenidos de hidrocarburos livianos, razón por la cual después del endulzamiento, es empleada para obtener energía por combustión, es decir, como combustible de la refinería.

El contenido de H_2S en la alimentación de los absorbedores, así como las especificaciones que deben alcanzarse en los gases producto del circuito de endulzamiento se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 12: Especificaciones de contenido de H_2S de los productos de la Planta de Endulzamiento de Gas.

Corriente	Absorbedor	Alimentación (ppmp de H_2S)	Producto (ppmpde H_2S , máximo)
Hidrógeno de Reciclo	D-101	32000	800-900
Gas Combustible	D-103	44000	200-300

Ambas torres de absorción y la de regeneración utilizan platos para el contacto líquido-vapor. Las presiones de operación y el número de platos de cada torre para cumplir con las especificaciones de productos mostradas en la Tabla 12 se muestran seguidamente:

Tabla 13: Cantidad de platos y presiones de operación de los principales equipos que conforman al circuito de endulzamiento.

Equipo	Nº de Platos	Presión	
		Operación (psia)	ΔP (psi)
Torre de Absorción D-101	22	1235	3
Torre de Absorción D-102	19	152	3
Torre de Regeneración D-105	25	28	3
Tambor de Reflujo D-106	-	27	1

Una etapa fundamental en la elaboración de la simulación es la elección de las variables de entrada (input) debido a que de ésta depende, en gran medida, la convergencia del modelo, así como, la exactitud de los resultados. La selección errónea de las variables mencionadas ocasiona la disminución del rango de aplicabilidad del modelo de simulación y aumento del tiempo de convergencia, ocasionando que los resultados obtenidos no reproduzcan adecuadamente los datos de planta. De tal manera, los criterios para la selección de las variables de entrada fueron: la rapidez y adecuada convergencia del modelo de simulación así como también, la disponibilidad de las mediciones en planta de las correspondientes variables. Mediante el procedimiento descrito en el Apéndice 1 “Obtención y Análisis de Datos Operacionales” mostrado el CAPÍTULO VIII (Pág. 152), se obtuvieron los valores de las variables de operación mencionadas, las cuales se presentan a continuación:

Tabla 14: Variables de operación empleadas como entrada (input) al modelo de simulación.

Flujos de Operación	
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de alta presión D-101, (GPM)	220,8
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de baja presión D-103, (GPM)	179,9
Hidrógeno de reciclo ácido, (MMSCFH)	6,78
Bypass de gas de reciclo ácido; (MMSCFH)	2,26
Alimentación de agua de lavado, (GPM)	9,1
Agua de lavado recirculada a D-101, (GPM)	22,8
Gas combustible ácido desde DHT, (MSCFH)	120
Gas combustible ácido desde NHT, (MSCFH)	33,61
Circulación de amina pobre en el circuito de filtrado, (GPM)	55,16
Reflujo de la torre de regeneración D-105, (GPM)	9,7
Temperaturas de Operación	
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de alta presión D-101, (°F)	155,3
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de baja presión D-103, (°F)	119,2
Temperatura de hidrógeno de reciclo ácido tratado en la torre D-101, (°F)	142,7
Temperatura de gas combustible ácido tratado en D-103, (°F)	100,2
Temperatura del tambor de reflujo D-106 de la torre de regeneración, (°F)	90,5

Tabla 14: Variables de operación empleadas como entrada (input) al modelo de simulación.
(Continuación)

Calidad de Amina Pobre	
Carga ácida de amina pobre (mol H ₂ S/ mol DEA)	0,04
H ₂ S presente en amina pobre, (ppmp)	2700
Concentración de amina en la solución pobre, (% peso)	21,6

Para la realización del diagrama de flujo en la interfaz gráfica de Hysys, fue necesario emplear diversos elementos adicionales, además de las operaciones unitarias que corresponden a los equipos principales: torres de absorción, torre de regeneración, separadores flash, separador trifásico e intercambiadores de calor; tales como: SET (set point), AJ (ajustadores), MEZ (mezclador), SEP (separador) y RC (reciclos). Estos elementos son necesarios para resguardar y asegurar la convergencia de la simulación. La función de cada uno de ellos será detallada más adelante.

Basado en el diagrama presentado en la Figura 6, y en las Tablas 11, 12, 13 y 14, se construyó el modelo de simulación obteniendo, para la unidad de endulzamiento de gases ácidos, el diagrama de flujo en la interfaz gráfica de Hysys 2004.2 mostrado en la Figura 12.

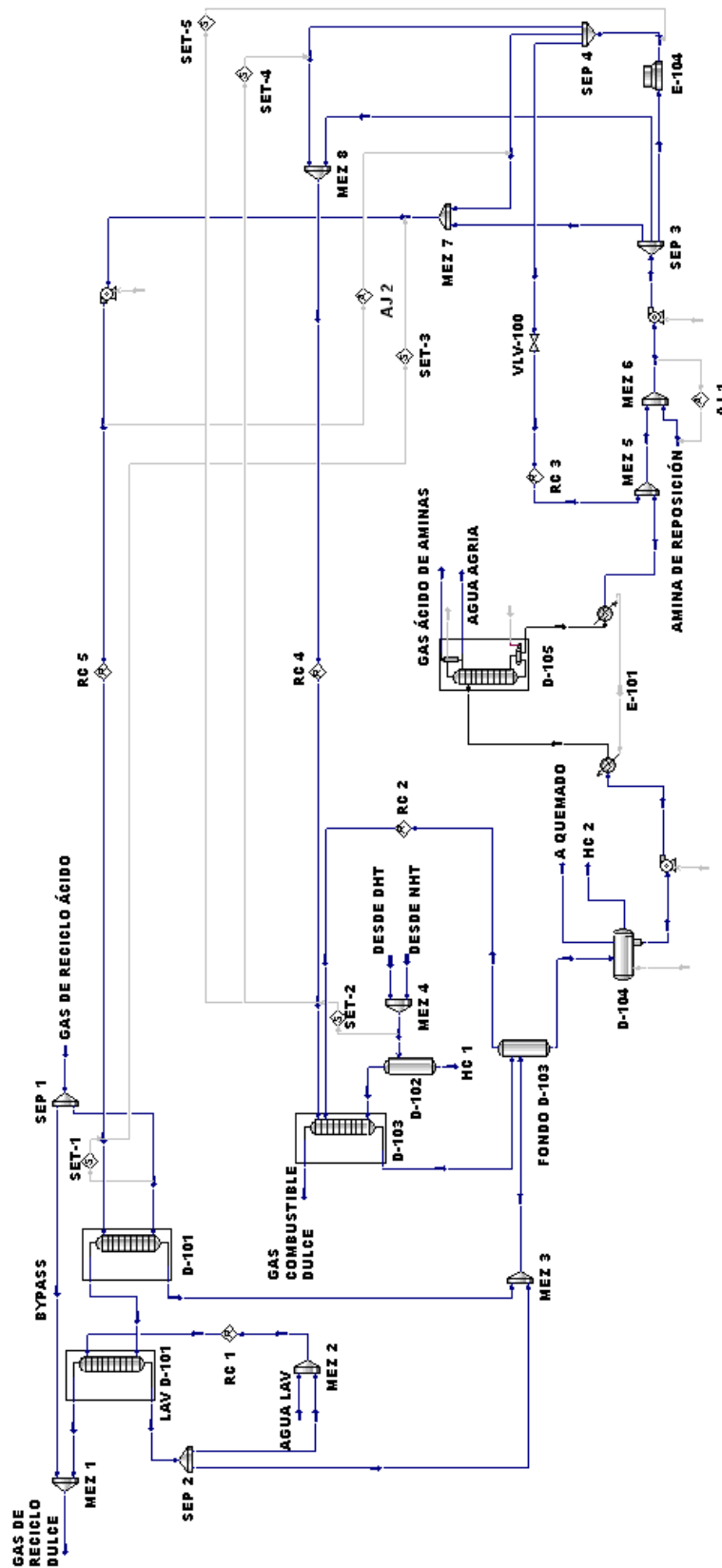


Figura 12: Diagrama de flujo de la planta de endulzamiento de gases ácidos en la interfaz gráfica de hysys 2004.2

4.1.1.2 SELECCIÓN DEL MÉTODO TERMODINÁMICO

Otro de los puntos fundamentales para la realización del modelo de simulación es la adecuada selección del método termodinámico y es de mucha importancia ya que de éste depende directamente la exactitud de los resultados obtenidos.

El paquete de “AMINAS” que ofrece el simulador Hysys 2004.2 consta de dos modelos termodinámicos para reproducir las fuertes interacciones de electrolitos descritas por las reacciones presentadas en el CAPÍTULO II, en la sección “La Química Del Tratamiento De Gas Con Alcanolaminas” (Pág.23). El método y la forma de cálculo de ambos modelos termodinámicos están protegidos por derechos de autor y no están disponibles para los usuarios del simulador, por lo cual no se dispone de información detallada sobre ellos, sin embargo la siguiente guía sirve como referencia para su aplicabilidad.

Tabla 15: Guía para la selección del método termodinámico del “PAQUETE DE AMINAS”.

Método	Fases que admite	Forma de Cálculo	Facilidad de Convergencia	Aplicabilidad
Kent Eisenberg	- Vapor - Líquido	Tiene su origen en datos empíricos, donde el equilibrio líquido-vapor es considerado como ideal (coeficientes de fugacidad y actividad igual a la unidad). Este modelo realiza interpolaciones y extrapolaciones entre los valores experimentales cargados en la base de datos del simulador, calculando y corrigiendo los parámetros de actividad y fugacidad en cada etapa de equilibrio.	Elevada para datos de interpolación y regular para datos extrapolados.	Limitada a sistemas donde no exista la fase de hidrocarburos.
Li-Mather	- Vapor - Líquido - Hidrocarburo	Realiza el cálculo del equilibrio de todas las interacciones de electrolitos existentes en el sistema.	Debido a los cálculos que realiza, presenta una mayor dificultad de convergencia que la presentada para el modelo de Kent-Eisenberg.	Recomendada para la mayoría de los casos.

Adicionalmente, se realizaron corridas previas de la simulación de los absorbedores a distintas concentraciones de la solución de alcanolamina para los modelos termodinámicos mostrado en la Tabla 15, con la finalidad comparar los resultados obtenidos y verificar la aplicabilidad en el sistema en estudio. A continuación se muestra los resultados obtenidos para el absorbedor D-101:

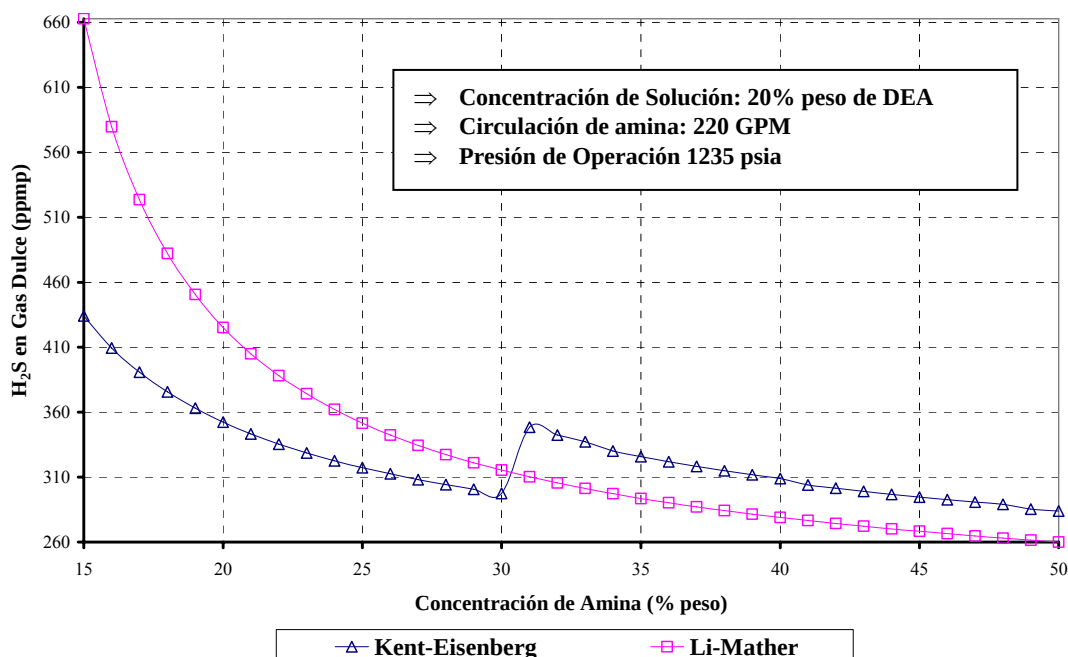


Figura 13: Resultados obtenidos de acuerdo al modelo termodinámico aplicado en el absorbedor D-101

En la Figura 13 puede observarse que para concentraciones superiores a 30 % en peso de amina, la aplicación del método termodinámico de Kent-Eisenberg presenta una discontinuidad en la absorción de H_2S . Esto como resultado de las extrapolaciones realizadas por el método fuera del rango de los datos empíricos disponibles en la base de datos del simulador. De igual manera, se aprecia una curva suave y continua para los resultados del método de Li-Mather, debido a que éste realiza el cálculo del equilibrio en cada punto correspondiente a una concentración.

A continuación se muestra los resultados obtenidos mediante el mismo análisis, realizado para el absorbedor D-103.

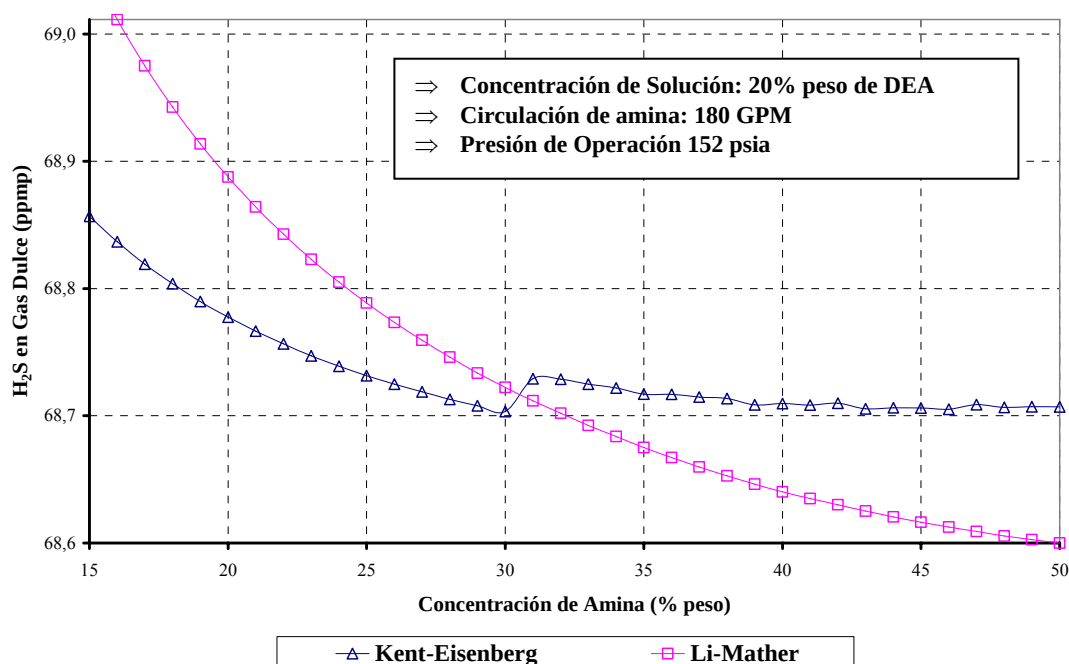


Figura 14: Resultados obtenidos de acuerdo al modelo termodinámico aplicado en el absorbedor D-103

En la Figura 14 se verifica nuevamente la discontinuidad presentada para concentraciones superiores a 30 % en peso de DEA en la aplicación del método de Kent-Eisenberg. Adicionalmente, puede apreciarse más claramente que la curva obtenida para éste método no es totalmente suave producto de las extrapolaciones realizadas.

El separador trifásico D-104, sugiere la existencia de las fases vapor-líquido-hidrocarburo en el circuito, por lo tanto, basado en la información de la Tabla 15 y en los resultados obtenidos en la Figura 13 y la Figura 14, fue empleado el método termodinámico de Li-Mather para modelar la planta de endulzamiento de gases ácidos estudiada en el presente trabajo.

4.1.1.2.1 SIMULACIÓN DE ELEMENTOS QUE CONFORMAN AL CIRCUITO

4.1.1.2.1.1 TORRES DE ABSORCIÓN D-101 Y D-103

Como es indicado en la Tabla 13 la torre de absorción D-101 está conformada por veintidós (22) platos de contacto. Sin embargo, los dos primeros platos (contados desde el tope) están reservados para un lavado con agua cuyo objetivo principal es rescatar la amina arrastrada por el gas en el tope y devolverla al circuito de endulzamiento. Por lo tanto, la torre de absorción D-101 fue simulada por dos columnas de absorción: la primera “D-101” con 20 platos, que representa el cuerpo principal de absorción donde tiene lugar el contacto de la solución de amina pobre con el gas ácido, y la segunda “LAV D-101” con 2 platos, donde ocurre el contacto entre el agua y los gases ácidos con la amina arrastrada saliente del cuerpo principal de absorción dando origen al mencionado lavado.

La torre de absorción “D-103” fue simulada con 19 platos de contacto y es alimentada por el vapor producto del separador flash “D-102”, cuyo propósito es separar los hidrocarburos pesados “HC 1” presentes en las corrientes “DESDE NHT” y “DESDE DHT”.

Para estimar la eficiencia de las torres de absorción se llevó a cabo un caso de estudio, tomando en consideración las condiciones de proceso expuestas anteriormente y empleando la opción “Databook” ubicada en el menú “Herramientas” del simulador. El término independiente del caso de estudio es la eficiencia y el dependiente las partes por millón en peso de H₂S en la corriente producto de gas dulce.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para el caso de estudio realizado en la torre de absorción D-101:

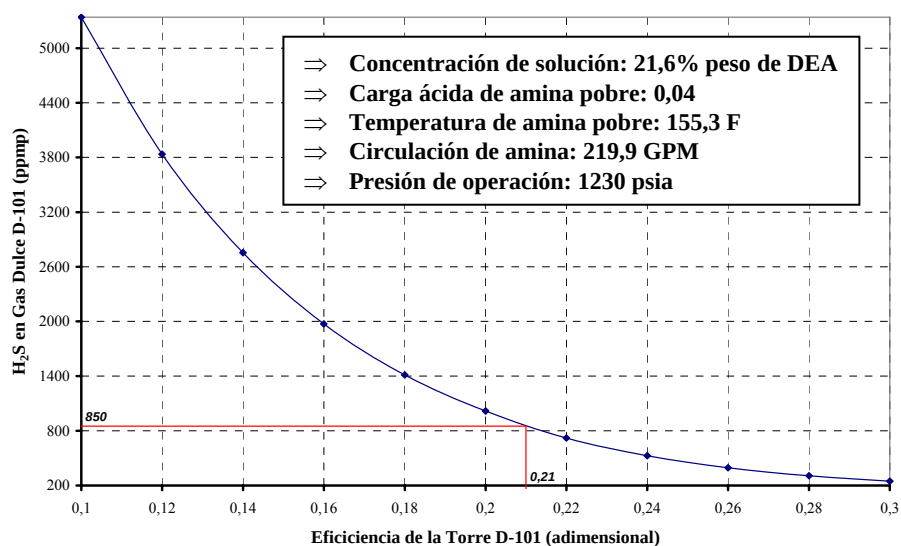


Figura 15: Estimación de la eficiencia del absorbedor D-101

La Figura 15 muestra que para una eficiencia de 0,21 se obtiene 850 ppmp de H₂S en el hidrógeno de reciclo, cumpliendo con la especificación máxima de 800-900 ppmp para el absorbedor D-101 presentada en la Tabla 12.

Siguiendo el mismo procedimiento se obtienen los resultados mostrados en la siguiente figura para el absorbedor D-103.

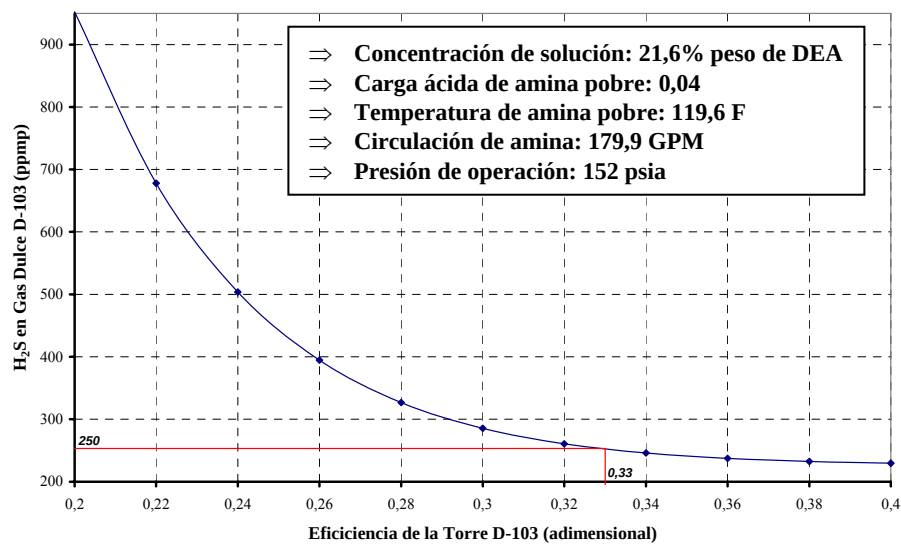


Figura 16: Estimación de la eficiencia del absorbedor D-103

Se puede observar en Figura 16 que la especificación de 200-300 ppmp de H_2S en el gas combustible tratado en la torre D-103 (mostrada en la Tabla 12) se logra con una eficiencia de 0,33 obteniendo un valor de 250 ppmp.

La amina rica proveniente de la torre de regeneración D-101 con una presión de 1235 psia es dirigida hacia el fondo del absorbedor D-103 cuya presión de operación es 152 psia, con el objetivo de recuperar hidrocarburos presentes por efecto del cambio de presión. Por lo tanto, el fondo de la torre D-103 fue simulada por un separador flash denotado con el nombre “*FONDO D-103*” en la Figura 12.

Es importante señalar que para la convergencia de los absorbedores D-101 y D-103, únicamente es necesario especificar por completo las corrientes de entrada y la eficiencia, es decir, el sistema queda completamente definido, lo cual es verificado en la opción “Spec” del menú “Design” de la ventana de simulación de cada torre, donde se señala que los grados de libertad es igual a cero.

4.1.1.2.1.2 TORRE DE REGENERACIÓN D-105

La simulación de esta torre es más compleja que la correspondiente a los absorbedores. Después de definir completamente las corrientes de entrada y condiciones de operación, la ventana de simulación en el menú “Design” y la opción “Spec”, indica que los grados de libertad (G.L) en la columna de regeneración es igual a tres, es decir, que para lograr la convergencia se requiere definir tres especificaciones, como se resume en la siguiente tabla:

Tabla 16: Análisis de grados de libertad (G.L) y especificaciones suministradas para la simulación de la torre de regeneración D-105.

Elementos	Cantidad de Elementos	N° de G.L por Elemento	G.L	Especificaciones
Condensador	2	1	2	Temperatura del tambor de reflujo D-106
				Reflujo de la torre de regeneración D-105
Rehervidor	1	1	1	% en peso de amina de amina pobre
Total			3	3

En la Tabla 16 el término “Elementos” se refiere a cada equipo o corriente donde es necesario fijar alguna especificación de las variables implicadas e indicadas por los grados de libertad, con la finalidad de obtener la convergencia de la columna D-105.

Para estimar la eficiencia de la torre fue variado éste parámetro hasta alcanzar el flujo de gas ácido de 3,27 MFCSH, el cual es el resultado del análisis de los datos operacionales de planta, mostrado en el apéndice 1 del CAPÍTULO VIII (Pág. 152). Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente figura:

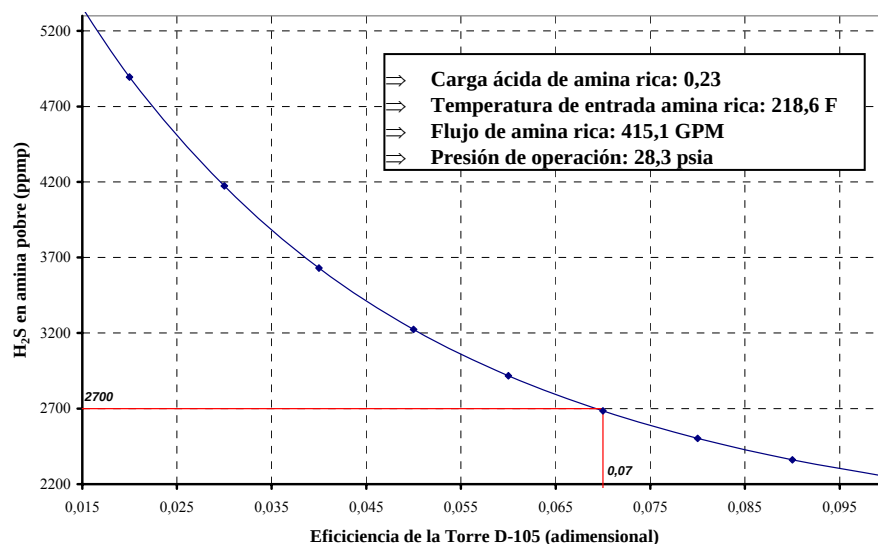


Figura 17: Estimación de la eficiencia de la torre de regeneración D-105

En la Figura 17 se muestra que la eficiencia de la torre regeneradora es 0,07 obteniendo con ésta 2700 ppmp de H_2S en la amina pobre resultante de la regeneración. Ésta cantidad de H_2S es el equivalente a una carga ácida de amina pobre de 0,04 tal como se señala en la Tabla 14. Cabe destacar, que el contenido de H_2S en la corriente de tope de D-05 debe ser como mínimo 98% en peso para evitar problemas en la unidad de recuperación de azufre (U.R.A.) obteniéndose, en la simulación, con la eficiencia estimada y las condiciones de operación planteadas 98,4% en peso. Las altas concentraciones de H_2S presente en el vapor resultante de la torre de regeneración dificulta la toma de muestra en campo para el monitoreo

constante de ésta corriente, así como también incrementa la dificultad de llevar a cabo un análisis de laboratorio, razón por la cual el valor indicado de 98% en peso de H_2S representa un valor teórico tomado, tanto del manual de operación de la unidad de endulzamiento de gas como de los datos de diseño de unidad de recuperación de azufre.

Con la eficiencia estimada y las condiciones de operación planteadas se obtiene la calidad de amina pobre indicada en la Tabla 14, siendo el calor del rehervidor de la torre de regeneración D-105 de 4600 BTU por libra de H_2S presente en la amina rica alimentada y la relación de reflujo necesaria de 0,8 (galones de agua agria retirados/galones de agua agria recirculados), la cual se encuentra dentro del rango de las condiciones de operación típicas mostradas en la Tabla 10 (Pág. 34).

Por último, es muy importante señalar que para la convergencia de las torres de absorción y regeneración, Hysys 2004.2 hace uso de dos algoritmos de cálculos protegidos por derechos de autor bajo el nombre de Hysim. La aplicación de éstos métodos son las siguientes:

1. **“HYSIM inside-out”**: Método de cálculo recomendado para el diagrama de flujo principal (elegido por defecto).
2. **“Modified HYSIM inside-out”**: Método que permite realizar los cálculos en mezcladores, divisores de corrientes, e intercambiadores de calor de las columnas y es recomendado en los casos en que estos elementos forman parte de un sub-diagrama de flujo.

El circuito de endulzamiento fue simulado como un diagrama de flujo principal, el cual no contiene elementos secundarios (sub-diagramas de flujo) por lo que fue empleado el método de cálculo HYSIM inside-out. No obstante, ambos métodos de cálculo pueden ser seleccionados.

4.1.1.2.1.3 ELEMENTOS DE SIMULACIÓN

En el desarrollo del modelo de simulación fueron empleados otros componentes, tales como: mezcladores (MEZ), separadores (SEP), puntos de control (SET), reciclo (RC) y ajustadores (AJ).

Los cinco componentes mencionados se dividen en dos categorías:

- Elementos de proceso: son intrínsecos al proceso y se encargan de dividir o mezclar corrientes según lo amerite la simulación, tales como mezcladores (MEZ) y separadores (SEP) en la Figura 12.
- Operaciones lógicas: Son los elementos adicionales al proceso encargados de aplicar un método matemático o ecuación matemática en particular, con la finalidad de cumplir con una determinada especificación requerida para la convergencia del modelo de simulación, tales como: los punto de control (SET), los reciclos (RC) y los ajustadores (AJ).

A continuación se describe la función de cada uno de los elementos de proceso aplicados de acuerdo a la interfaz gráfica de la simulación realizada y mostrada en la Figura 12.

Tabla 17: Elementos de proceso aplicados en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Componentes		Función
Mezcladores	MEZ 1	Mezclar el bypass de hidrógeno ácido con la corriente de hidrógeno dulce para cumplir con las especificaciones de productos.
	MEZ 2	Mezclar el agua de lavado recirculada con la alimentación.
	MEZ 3	Mezclar el agua de lavado con la amina rescatada y la corriente de amina rica proveniente del absorbedor D-101.
	MEZ 4	Mezclar las corrientes de alimentación al separador flash D-102.
	MEZ 5	Mezclar la corriente de amina pobre proveniente del regenerador con la amina pobre del circuito de filtrado.
	MEZ 6	Añadir amina de reposición en el circuito de filtrado para mantener la concentración de la solución.

Tabla 17: Elementos de proceso aplicados en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos. (Continuación)

Componentes		Función
Mezcladores	MEZ 7	Mezclar la corriente de amina pobre caliente del circuito de filtrado con la amina pobre fría proveniente de E-104 para adecuar la temperatura de la amina pobre. recirculada a D-101
	MEZ 8	Mezclar la corriente de amina pobre caliente del circuito de filtrado con la amina pobre fría proveniente de E-104 para adecuar la temperatura de la amina pobre recirculada a D-103.
Separadores	SEP 1	Dividir la corriente “GAS DE RECICLO ÁCIDO” en la corriente bypass y la alimentación de la torre D-101.
	SEP 2	Dividir la corriente resultante del lavado con agua en la recirculación y la corriente retorno al proceso.
	SEP 3	Dividir la corriente de amina pobre caliente en el circuito de filtrado en la dirigida a E-104 y las corrientes necesarias para adecuar las temperaturas de entrada a los absorbedores.
	SEP 4	Dividir la corriente de amina pobre fría proveniente de E-104 en la corriente de recirculación del circuito de filtrado y las necesarias para adecuar la temperatura de entrada a los absorbedores.

En términos generales, para los mezcladores solo hace falta definir las corrientes de entrada y para los separadores es necesario definir, además de la corriente de entrada, la proporción o flujos de las corrientes resultantes.

En la siguiente tabla se presentan los elementos de cálculo empleados en la simulación.

Tabla 18: Operaciones lógicas aplicadas en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Componentes		Función
Puntos de Ajustes	SET-1	Definir la corriente de amina pobre entrante al absorbedor D-101 a 12,6 °F por arriba de la temperatura de entrada del gas de reciclo ácido.
	SET-2	Definir la corriente de amina pobre entrante al absorbedor D-103 a 19,3 °F por arriba de la temperatura de entrada del gas de reciclo ácido.
	SET-3	Igualar el flujo de la alimentación de amina pobre de D-101 con el proveniente del circuito de filtrado.

Tabla 18: Operaciones lógicas aplicadas en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos. (Continuación)

Componentes		Función
Puntos de Ajustes	SET-4	Igualar el flujo de la alimentación de amina pobre de D-103 con el proveniente del circuito de filtrado.
	SET-5	Igualar la temperatura de la amina pobre proveniente del circuito de filtrado con la temperatura de alimentación de D-103.
Reciclo	RC 1	Realizar la convergencia de las magnitudes de flujo, presión, temperatura y composición de la corriente de circulación de agua de lavado.
	RC 2	Realizar la convergencia de las magnitudes de flujo, presión, temperatura y composición de la corriente de vapor resultante de “FONDO D-103”.
	RC 3	Realizar la convergencia de las magnitudes de flujo, presión, temperatura y composición de la corriente de circulación de amina pobre del circuito de filtrado.
	RC 4	Realizar la convergencia de las magnitudes de flujo, presión, temperatura y composición de la corriente de alimentación de amina pobre del absorbedor D-101.
	RC 5	Realizar la convergencia de las magnitudes de flujo, presión, temperatura y composición de la corriente de alimentación de amina pobre del absorbedor D-103.
Ajustadores	AJ 1	Ajustar el flujo de amina pobre fría proveniente de E-104 en el circuito de filtrado con el flujo de amina pobre caliente para alcanzar la temperatura de 155,3 °F de alimentación a D-101.
	AJ 2	Ajustar el flujo de amina de reposición para mantener la concentración de amina pobre en 21,6% en peso.

Cada una de las operaciones lógicas mostradas en la Tabla 18 garantiza la convergencia del sistema global de simulación a valores congruentes con los datos operacionales de la planta.

Los métodos numéricos empleados en cada operación lógica fueron elegidos de acuerdo a la facilidad de convergencia y a la aplicabilidad al sistema en estudio. A continuación se muestra una breve explicación de cada uno de ellos y los elegidos en la simulación realizada.

Tabla 19: Métodos numéricos seleccionados en las operaciones lógicas utilizadas en el modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Componente Lógico	Métodos Disponibles para la Aceleración de la Convergencia	Selección
Reciclo (RC)	Wegstein: Ignora las interacciones entre las variables que son aceleradas.	Dominant Eigenvalues
	Dominant Eigenvalues: Es similar al método de Wegstein, con la principal diferencia que considera todas las interacciones entre las variables que son aceleradas. Es recomendado para simulaciones donde existe reacciones químicas.	
Ajustadores	Secante: Puede no converger cuando las interacciones de las variables son elevadas. Bueno para sistemas ideales.	Broyden
	Broyden: Sólo requiere un “paso” por el diagrama de flujo en cada iteración. Tiene en cuenta de forma aproximada la interacción entre variables. Bueno para diagramas de flujo con alta interacción entre las variables (reacción química)	
Puntos de Ajustes	Emplea la ecuación de la recta para definir una variable de operación a partir de otra. Las variables relacionadas deben ser de igual especie (flujo, presión o temperatura). El usuario puede definir la pendiente y el término independiente de la ecuación de la recta empleada.	

Es importante señalar, que los reciclos ofrecen dos modos de operación:

- **Nested:** cuando las operaciones de reciclo son independientes.
- **Simultáneo:** cuando las operaciones interactúan o están interconectadas, es decir, cuando en un mismo paso de cálculo la convergencia de una operación de reciclo depende a su vez de diversas iteraciones internas de otra operación de reciclo.

Debido a que en el modelo de simulación realizado todas las operaciones de reciclo están relacionadas se empleó el modo simultáneo.

4.1.2 VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Introduciendo los datos de entrada mostrados en la Tabla 14 y siguiendo el procedimiento descrito para la realización del modelo de simulación se obtuvieron los resultados correspondientes de las variables de salida, los cuales fueron comparados con los datos operacionales bajo el criterio de un error máximo de 10%. Los resultados se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 20: Resultados obtenidos para la validación del modelo de simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Flujos de Operación			
Variable	Planta	Simulación	Error (%)
Hidrógeno de reciclo dulce resultante de la torre D-101, (MMSCFD)	162,48	162,10	0,2
Gas combustible dulce desde la Torre D-102, (MMSCFD)	3,6	3,7	2,8
Amina rica total a regeneración, GPM	386,0	415,1	7,5
Gas ácido de aminas desde D-106, (MMSCFD)	0,86	0,80	7,0
Temperaturas de Operación			
Variable	Planta	Simulación	Error (%)
Temperatura de amina rica resultante de la torre D-101, (°F)	149,0	148,0	0,7
Temperatura de hidrógeno de reciclo dulce total resultante de la torre D-101, (°F)	150,7	152,2	1,0
Temperatura de amina rica desde el separador trifásico D-104, (°F)	139,1	139,5	0,3
Temperatura de amina pobre desde E-101 hacia circuito de filtrado, (°F)	169,0	169,1	0,1
Temperatura de amina rica desde E-101 hacia D-105, (°F)	218,1	218,6	0,2
Temperatura de la amina rica desde la torre regeneradora D-105, (°F)	247,6	248,0	0,2
Temperatura de gas ácido desde la torre de regeneración D-105 hacia el circuito de tope, (°F)	231,5	231,5	0,0
Temperatura de gas combustible dulce desde D-102, (°F)	117,6	119,6	1,7
Condiciones de Amina Rica			
Variable	Planta	Simulación	Error (%)
Carga ácida de amina rica, (mol de H ₂ S/ mol de DEA)	0,23	0,23	0,0
H ₂ S en solución rica de amina, (ppmp)	15200	16300	6,7
Concentración de solución rica de amina, (% peso)	20,8	20,9	0,5

Como se muestra en la Tabla 20, el máximo error encontrado es de 7,5% el cual es inferior al criterio fijado para la validación, indicando de esta manera que el modelo de simulación reproduce de manera adecuada la operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

En cada paso de la validación fue verificado el comportamiento de los perfiles de temperatura de los absorbedores D-101 y D-103, ya que para garantizar la reproducción de los datos de planta, dichos perfiles deben seguir la tendencia teórica indicada en el CAPÍTULO II (Pág. 35) “Perfiles Térmicos en los Absorbedores”.

A continuación se presenta el perfil térmico obtenido para el absorbedor D-101.

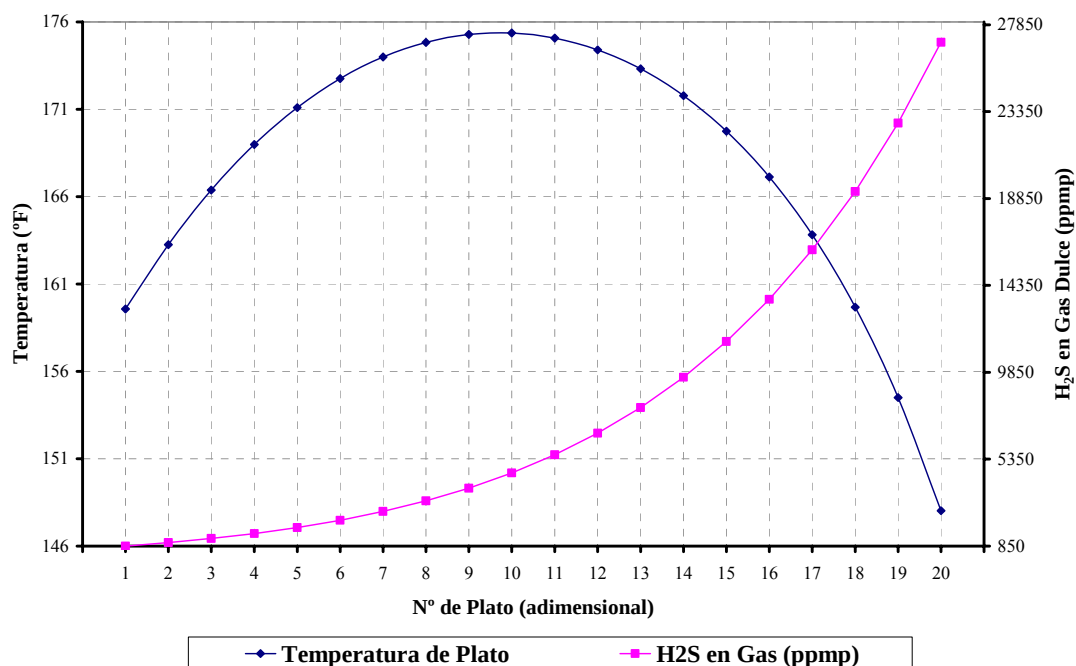


Figura 18: Perfil térmico y de concentración de H₂S en el gas del absorbedor D-101 para las condiciones de operación actuales de la planta de endulzamiento de gases ácidos

Se puede apreciar en la Figura 18, que el máximo de temperatura se encuentra en el plato 10 (contado desde el tope) indicando que en éste plato ocurre la mayor cantidad de reacción entre el H₂S y la DEA. La ubicación del máximo de temperatura, así como la amplitud depende de diversos factores entre los que destacan: la cantidad de H₂S presente en la corriente de hidrógeno tratada (1244 lb/h), la elevada presión de operación de la columna (1235 psia) y la instantaneidad de la reacción descrita en la Ec (1) mostrada en el CAPÍTULO II. Es decir, a medida que el gas ácido (con elevada concentración de H₂S) asciende por la columna, la alta presión de operación ayuda al contacto líquido-vapor favoreciendo aún más la reacción instantánea con la solución de DEA descendiente, la cual tiene lugar en el líquido, dando como resultado el desplazamiento hacia la parte intermedia del máximo de temperatura y la amplitud del perfil mostrado en la Figura 18.

A medida que el gas ácido asciende por cada plato de la columna, la solución de DEA descendiente retira el H_2S presente en el gas mediante la reacción química mostrada en la Ec (1) (Pág. 23) originando el perfil de concentración presentado en la Figura 18. Como se observa, la concentración del H_2S en el gas mantiene una tendencia decreciente desde el fondo de la torre (plato 20) hasta que sale por el tope de la misma, indicando que en cada plato de la torre la solución de DEA absorbe parte del H_2S presente en el gas.

Seguidamente se muestra el perfil de temperatura del absorbedor de baja presión D-103.

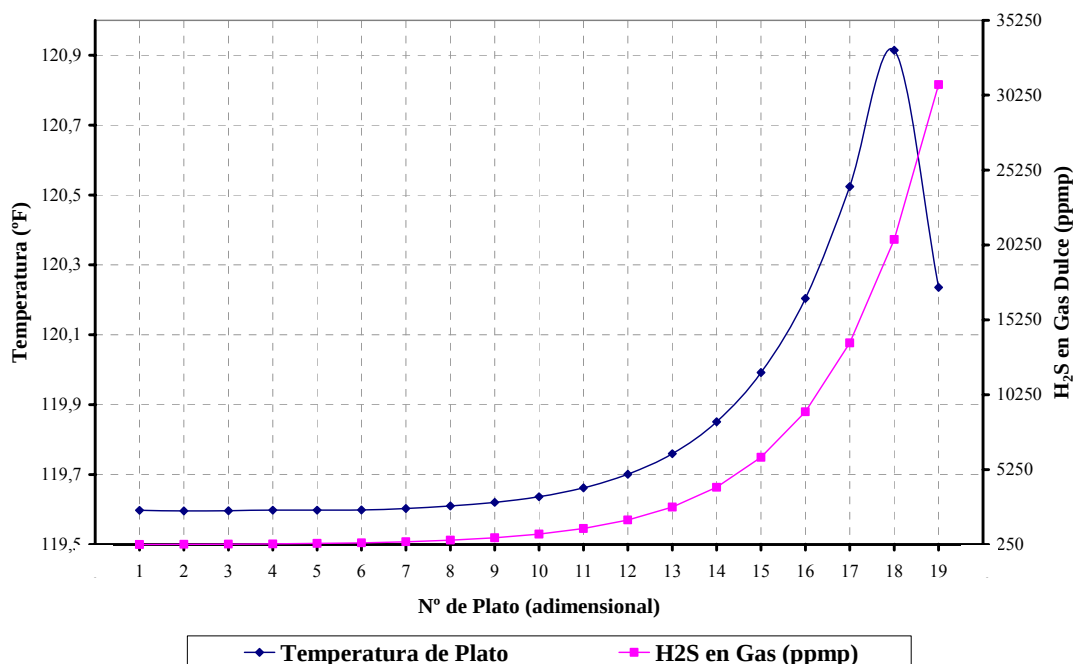


Figura 19: Perfil térmico y de concentración de H_2S en el gas del absorbedor D-103 para las condiciones actuales de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos

A diferencia del perfil mostrado para el absorbedor de alta presión D-101, el máximo de temperatura obtenido para la torre de baja presión D-103 es más agudo y se ubica en el fondo de la columna (plato 18, contado desde el tope) tal como se muestra en la Figura 19. La baja cantidad de H_2S (291,7 lb/h) presente en el gas combustible ácido, la baja presión de operación (152 psia), la instantaneidad de la

reacción del H_2S con la DEA y la alta circulación de amina pobre (179,9 GPM), son igualmente los motivos del comportamiento del perfil térmico. Es decir, la baja presión de operación desfavorece la absorción química, por lo cual se hace necesaria una alta circulación de solvente, dando como resultado que la mayor parte de la reacción tenga lugar en la cercanía del plato de alimentación del gas combustible ácido, debido a que es aquí donde se encuentra la mayor cantidad de H_2S que reacciona de forma instantánea con la solución de DEA descendiente.

Igualmente puede observarse en la Figura 19 que desde el plato uno (1) hasta el cuatro (4) no existe gradiente de temperatura, lo cual es indicativo de que en estos platos no está ocurriendo reacción química como resultado del empleo de la elevada circulación de solvente (179,9 GPM) con respecto a la necesaria para alcanzar la especificación de producto en esta torre (200-300)ppmp. Éste efecto se puede verificar igualmente, en el perfil de concentración de H_2S en el gas, donde se observa que en los platos superiores de la columna la tendencia es horizontal, lo cual es indicativo que no hay gradiente de concentración de H_2S . De esta manera se corrobora que la absorción química de H_2S va acompañada de un aumento de temperatura, producto de la reacción exotérmica que se lleva a cabo, tal como se observa en los platos inferiores, donde la concentración de H_2S en el gas decrece y la temperatura aumenta.

Es importante señalar, que es fundamental la corroboración de la correcta simulación de las torres de absorción que conforman al circuito de endulzamiento ya ellas representan el núcleo del proceso. En tal sentido, entre los parámetros verificados destacan:

- El cumplimiento de las especificaciones de los correspondientes productos, tal como puede observarse en la Figura 15 y la Figura 16 para las eficiencias estimadas de cada absorbedor.
- La congruencia teórica de los perfiles térmicos, como se muestra en la Figura 18 y la Figura 19.
- La temperatura de salida de los productos de los absorbedores, la cual fue verificada con el porcentaje de error entre los resultados de la simulación y los

datos de planta, obteniendo para el absorbedor D-101 0,7% de error en la temperatura de amina rica y 1% para que corresponde al hidrógeno de reciclo (producto de tope) de ésta torre. La verificación de la temperatura de salida de la amina rica de la torre D-103 fue realizada mediante la comparación con la temperatura de salida del separador trifásico D-104 obteniendo 0,3% de error. Éstos resultados pueden ser verificados igualmente en la Tabla 20.

Adicionalmente, puede ser comprobada la exotermicidad de las reacciones de absorción de las torres D-101 y D-102. Teniendo en cuenta que la reacción de absorción del H_2S en la amina tiene lugar en la fase líquida, se llevó a cabo el cálculo de la diferencia de entalpía (ΔH) entre la corriente de amina rica (salida) y la de la amina pobre (entrada), obteniendo los siguientes resultados:

Para el absorbedor D-101.

$$\Delta H_{D-101} = -591,83 \times 10^5 \text{ BTU/h} - (-577,82 \times 10^5 \text{ BTU/h}) = -140,12 \times 10^4 \text{ BTU/h}$$

Para el absorbedor D-103.

$$\Delta H_{D-103} = -503,97 \times 10^5 \text{ BTU/h} - (-503,53 \times 10^5 \text{ BTU/h}) = -439,36 \times 10^2 \text{ BTU/h}$$

El cambio de entalpía está asociada principalmente a la reacción química implicada en el proceso. Si el ΔH es negativo, existe un desprendimiento o generación de calor ^[Felder, 1986]. También puede observarse en estos resultados, que la diferencia de entalpía obtenida en el absorbedor D-101 es menor (más negativa) que la correspondiente a la torre D-103. Esto último es el resultado de la mayor cantidad de reacción que tiene lugar en la torre de alta presión D-101 en comparación con la torre de baja presión D-103, es decir, las condiciones de operación y la presencia de una mayor cantidad de H_2S presente en el gas ácido alimentado a la torre D-101 favorecen la reacción exotérmica de absorción lo cual se traduce en un ΔH más negativo.

Es importante destacar, que otros efectos energéticos están involucrados en los valores presentados de ΔH_{D-101} y ΔH_{D-103} , tales como, el calor transferido desde el gas hacia líquido en la parte superior de las torres y los calores de vaporización, sin embargo, el calor generado por la reacción entre el H_2S y la amina es predominante.

Por último, el efecto de la extermicidad de la reacción también es el responsable del aumento de temperatura observado en los perfiles térmicos de cada absorbedor, obteniendo los máximos presentados en la Figura 18 y la Figura 19.

4.1.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

A continuación se presentan los análisis de sensibilidad efectuados a partir de la simulación realizada de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

4.1.3.1 EFECTO DE LA ALIMENTACIÓN DE AGUA DE LAVADO SOBRE EL PROCESO

En el lavado con agua que tiene lugar en tope de la torre de absorción D-101, se lleva a cabo la absorción física de la DEA presente en el hidrógeno de reciclo dulce proveniente de los platos inferiores, con el objetivo de rescatar la amina arrastrada para introducirla nuevamente en el proceso. De igual manera, la solubilidad del H_2S en agua impulsa la absorción física de éste componente lo cual resulta en una mínima depuración adicional de la corriente de hidrógeno de reciclo. Cuando el flujo de la corriente gaseosa tratada en el lavado con agua es elevado (como el presente caso), la mencionada depuración adicional no se refleja en las partes por millón en peso de H_2S del producto de tope, sin embargo, se debe tener en cuenta que aunque no sea predominante, es inevitable que se lleve a cabo la absorción física del H_2S en agua.

La incorporación al proceso de la corriente de agua con la amina rescatada y H_2S removido en el lavado, cumple con el objetivo adicional de servir como agua de reposición del circuito de endulzamiento. Es decir, compensar el agotamiento de la

solución en el proceso de regeneración de tal manera, que la amina pobre resultante de éste cumpla con la concentración de 21,6% en peso de DEA.

En la siguiente tabla se muestra la influencia del flujo de alimentación de agua de lavado en el proceso de endulzamiento. El flujo de alimentación de agua de lavado corresponde por balance de masa al flujo de agua mezclado con la amina rica proveniente de D-101 mediante el mezclador “MEZ 3”.

Tabla 21: Efecto de la alimentación de agua de lavado sobre el proceso.

Alimentación de agua de lavado, (GPM)	Agua de Lavado Recirculada, (GPM)	DEA absorbida, (lb/hr)	H ₂ S absorbido, (lb/hr)	H ₂ S en Hidrogeno Dulce (ppmp)	Relación de Reflujo en D-105 (adim)	Agua Agria Retirada, (GPM)	Calor del Rehervidor de D-105 (BTU/lb de H ₂ S)
6	28,9	0,045	0,066	849	2,9	4,4	4600
7	29,9	0,057	0,078	849	2,1	5,4	4602
8	30,9	0,066	0,089	849	1,7	6,5	4601
9 (actual)	31,9	0,075	0,100	849	1,3	7,5	4600
10	32,9	0,078	0,111	849	1,0	8,5	4601
11	33,9	0,081	0,122	849	0,8	9,5	4600
12	34,9	0,082	0,134	849	0,7	10,5	4602
13	35,9	0,083	0,145	849	0,5	11,5	4600

En la Tabla 21, la columna “Agua de Lavado Recirculada” corresponde al agua de lavado total empleada (alimentación + recirculación), es decir, la entrada de superior de “LAV D-101” en la simulación realizada. En la tabla Tabla 21 también puede observarse que a medida que aumenta el flujo de alimentación de agua de lavado, aumenta la cantidad de DEA y H₂S absorbido, sin embargo, el aumento del flujo no tiene influencia en las ppmp de H₂S en el hidrógeno de reciclo dulce producto de la torre D-101. Cuando el flujo de gas dulce entra al lavado con agua, éste contiene 0,083 lb/h de DEA arrastrada y 71,22 lb/h de H₂S, es decir, con los flujos de agua de lavado alimentadas presentados en la Tabla 21, se rescata entre 54,2% y 98,9% de la DEA arrastrada y se absorbe sólo entre 0,09% y 0,20% del H₂S presente en el gas, como resultado de la menor solubilidad en agua del sulfuro de hidrógeno. La gran diferencia entre los porcentajes de remoción se debe

principalmente a la mayor solubilidad que presenta la DEA en agua en comparación con el H_2S .

La cantidad de agua de lavado alimentada, y por consiguiente la introducida al circuito de endulzamiento, tiene un efecto notorio en la relación de reflujo empleada en la torre de regeneración D-105 y en consecuencia en el agua agria retirada de ésta columna. A mayor cantidad de agua de lavado alimentada es necesaria una menor relación de reflujo (agua agria recirculada/agua agria retirada), es decir, un mayor de retiro de agua agria.

También puede verificarse en la Tabla 21 que la alimentación de agua de lavado no tiene influencia en el calor del rehervidor de la torre D-105. Cabe destacar, que únicamente se han reportado los valores de las variables proporcionados por relaciones de reflujo en el rango 0,5 – 3, correspondientes a las condiciones de operación típicas en las plantas de endulzamiento de gases ácidos reportadas en la Tabla 10 del CAPÍTULO II (Pág.34).

4.1.3.2 EFECTO DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA DE LA AMINA POBRE A LOS ABSORBEDORES SOBRE LA REMOCIÓN DE H_2S

La remoción de los gases ácidos en las torres de absorción se ve favorecida a bajas temperaturas del solvente ^[Sheilan, 2007]. Sin embargo, la temperatura del solvente está limitada de 10 a 15 °F por encima de la correspondiente a la alimentación de gas ácido, con la finalidad de evitar la condensación de hidrocarburos presentes en la corriente de gas que puedan contribuir en la formación y estabilización de espumas. Adicionalmente, el ΔT evita las pérdidas excesivas por arrastre en el tope de los absorbedores.

A continuación se presenta el efecto que tiene el ΔT sobre la absorción del H_2S en las torres de absorción D-101 y D-103.

Tabla 22: Efecto de la temperatura de entrada de amina pobre a los absorbedores sobre la remoción de H₂S.

ΔT	Torre D-101		Torre D-103	
	Temperatura de Entrada de Amina Pobre, (°F)	H ₂ S en Hidrógeno Dulce, (ppmp)	Temperatura de Entrada de Amina Pobre, (°F)	H ₂ S en Gas Combustible Dulce, (ppmp)
10	152,7	838	110,2	198
11	153,7	842	111,2	203
12	154,7	846	112,2	208
13	155,7	850	113,2	214
14	156,7	854	114,2	220
15	157,7	858	115,2	225

Es importante señalar, que la temperatura de las corrientes de hidrógeno de reciclo y de gas combustible ácido no son una variable de ajuste, debido a que son definidas por los procesos de NHT y DHT y que el ΔT señalado en la Tabla 22 define a la temperatura de la corriente de amina pobre, tantos grados como indiquen el ΔT por encima de la temperatura de alimentación del gas ácido.

Como se observa en la Tabla 22, la absorción del H₂S se favorece a la menor temperatura de entrada de la amina pobre, es decir, al menor ΔT permitido, lo cual corrobora que ésta temperatura debe ser la menor posible para favorecer la absorción química y así despojar la mayor cantidad de H₂S.

4.1.3.3 EFECTO DE LA CARGA ÁCIDA DE AMINA POBRE SOBRE LA ABSORCIÓN DE H₂S Y LA REGENERACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE ALCANOLAMINAS

El análisis presentado en la siguiente tabla considera los principales efectos de la carga ácida de amina pobre sobre el proceso de absorción y regeneración. Es de hacer notar, que el análisis mantiene constante los flujos y temperatura de alimentación de amina pobre en cada torre (219,9 GPM y 119,9 °F para D-101 y 179,9 GPM y 119,6 °F para D-103), así como la concentración de amina (21,6 % en peso de DEA).

Tabla 23: Principales efectos de la carga ácida de amina pobre sobre la absorción de H₂S y la regeneración de la solución de alcanolamina.

Carga Ácida de Amina Pobre, (mol H ₂ S/mol DEA)	Calor en el Rehervidor de D-105, (BTU/lb H ₂ S)	Relación De Reflujo en D-105, (adim)	H ₂ S en Amina Pobre, (ppmp)	H ₂ S en Hidrogeno de reciclo, (ppmp)	H ₂ S en Gas Combustible Dulce, (ppmp)
0,020	8566,7	2,8	1570	612	94
0,024	7254,8	2,1	1816	652	119
0,028	6314,2	1,7	2063	699	147
0,032	5603,9	1,3	2309	745	177
0,036	5048,3	1,0	2555	794	210
0,040	4601,8	0,8	2801	850	249
0,044	4235,1	0,6	3048	903	284
0,048	3928,9	0,5	3294	964	324

Como se puede observar en la Tabla 22 la carga ácida de amina pobre tiene una notoria influencia en la cantidad de H₂S removido en cada torre, favoreciéndose la absorción de H₂S a la menor relación de mol de H₂S/mol de DEA. Este efecto es debido a que a menores cargas ácidas, mayores cantidades de moles de DEA están disponibles para reaccionar con el H₂S, desplazándose a la derecha el equilibrio de la Ec (1), obteniendo así una menor cantidad de H₂S en los gases producto de las torres de absorción.

Sin embargo, una mayor absorción del H₂S en las torres de absorción, producto de la menor carga ácida de amina pobre, trae como consecuencia directa un mayor requerimiento energético en la torre D-105 para lograr la regeneración de la solución de DEA. De igual manera, a mayores requerimientos energéticos para la regeneración se requieren mayores relaciones de reflujo en el circuito de tope como resultado de un mayor agotamiento del solvente para desorber el H₂S contenido en la solución de amina rica.

No obstante, los mayores requerimientos de energía implican mayores costos de operación, por lo tanto el efecto de la carga ácida de amina pobre debe ser evaluado para comprobar la viabilidad económica del proceso.

4.1.3.4 EFECTO DE LA CARGA ÁCIDA DE AMINA SOBRE EL FLUJO DE SOLVENTE REQUERIDO EN LOS ABSORBEDORES

Como fue expuesto en el marco teórico existen dos connotaciones para la definición base de carga ácida de amina: 1) pobre: para corrientes de solvente posteriores a la regeneración, y 2) rica: para corrientes de procesos posteriores a la absorción. Para un mejor entendimiento de este punto se muestra a continuación la ecuación que define la carga ácida de amina.

$$\text{Carga Ácida De Amina} = \frac{\text{Mol de H}_2\text{S}}{\text{Mol de Amina}} \quad \text{Eq (1)}$$

Ambas cargas ácidas están estrechamente relacionadas debido a que cuando es utilizada una menor carga ácida de amina pobre se requiere menor circulación de solvente para alcanzar la misma especificación de productos, es decir, disminuye el denominador de la ecuación Eq (1) y se mantiene constante el numerador ya que es removida la misma cantidad de H₂S para lograr la especificación deseada, lo cual se traduce en una mayor carga ácida de amina rica a la salida de los absorbedores.

A continuación se muestran las diferentes opciones de circulación de solvente necesarias para alcanzar la especificación de 850 ppmp de H₂S en los gases productos del absorbedor D-101, según la carga ácida de amina pobre empleada y la carga ácida de amina rica alcanzada a la salida del mismo:

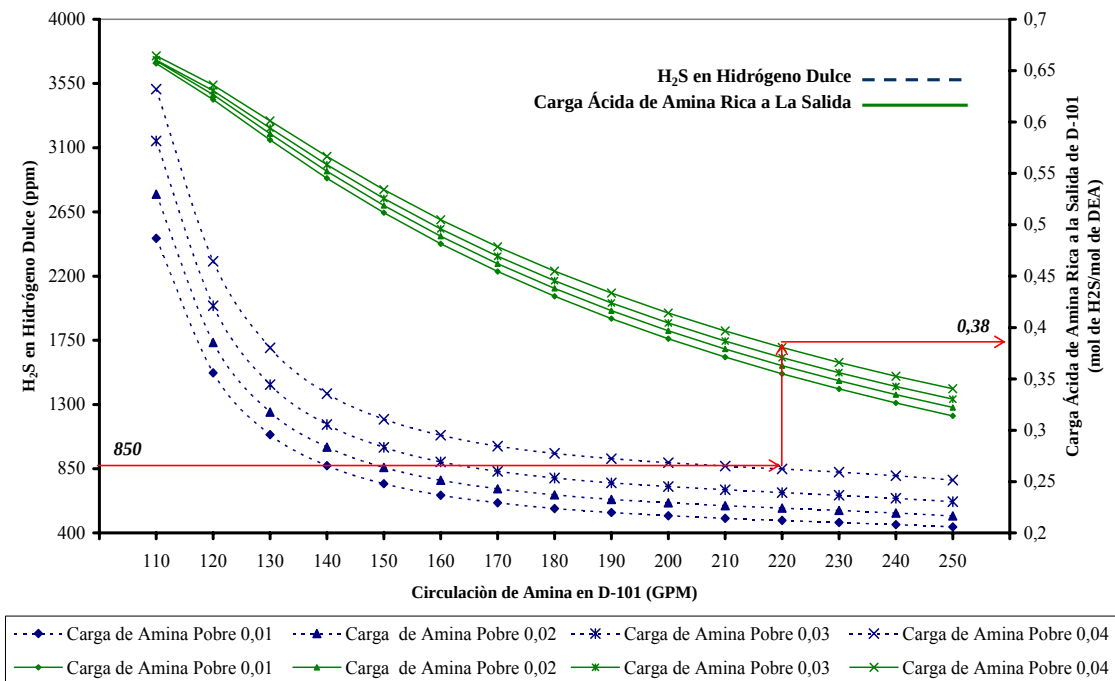


Figura 20: Efecto de la carga ácida de amina pobre y rica sobre el flujo de solvente necesario para alcanzar la especificación de productos en la torre D-101

En la Figura 20 el eje de las ordenadas izquierdas denota las partes por millón en peso de H_2S en el gas dulce resultante del tratamiento con amina según la circulación del solvente para una determinada carga ácida de amina pobre, fijada en el eje de las abscisas, y en las ordenadas derecha se muestran las cargas ácidas de amina rica resultante del absorbedor para la circulación fijada y la remoción alcanzada. De tal manera, que para el punto de operación actual mostrado en la gráfica se tiene que para alcanzar la especificación de 850 ppmp en la corriente de hidrógeno dulce, se requiere 220 GPM de solvente con una carga ácida de amina pobre de 0,04, alcanzando a la salida una carga ácida de amina rica de 0,38.

Es muy importante señalar, que la carga ácida de amina rica a la salida del absorbedor D-101 no debe exceder el valor de 0,4 debido a que por encima de este valor la solución de amina rica se vuelve muy corrosiva para las líneas de proceso.

Como puede observarse en la Figura 20, con cargas ácidas de amina pobre inferiores a 0,04 pueden utilizarse menores circulaciones de solvente, sin embargo

son alcanzadas cargas ácidas de amina rica superiores a 0,04. Otras condiciones de operación pueden ser fijadas a partir de la Figura 20, sin embargo, se debe tomar en cuenta que la carga ácida de amina pobre no debe superar los 0,04 y que la carga ácida de amina rica debe ser inferior a 0,4.

Seguidamente se presenta una gráfica similar para el absorbedor D-103:

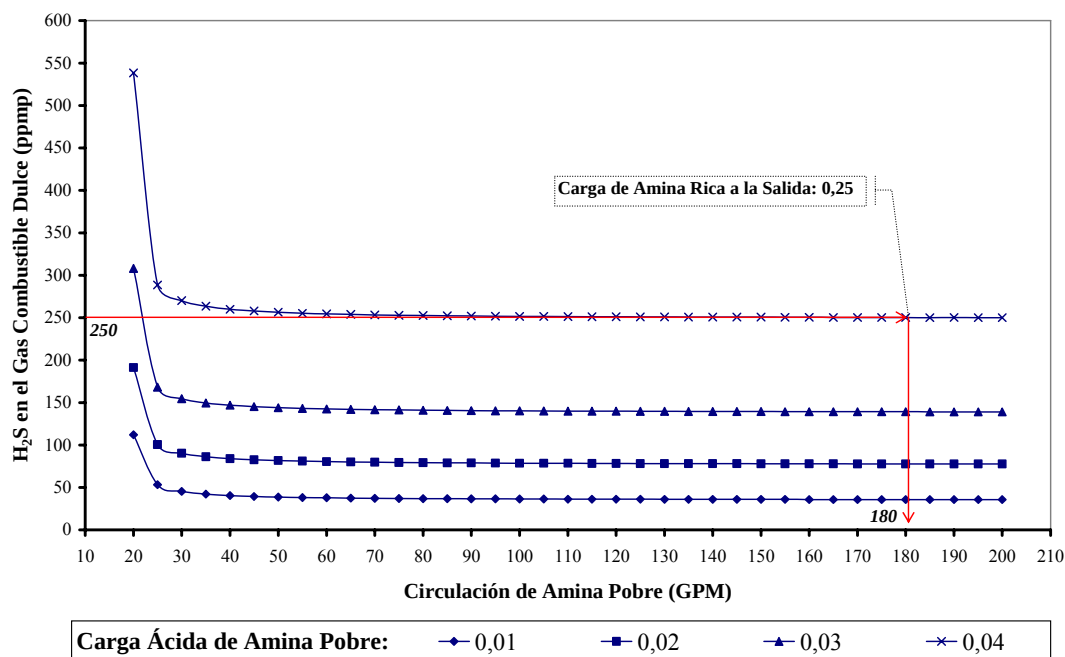


Figura 21: Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo de solvente necesario para alcanzar la especificación de productos en la torre D-103

El punto representado en la Figura 21 corresponde a las actuales condiciones de operación. Como puede observarse, existe una mayor influencia de la carga de amina pobre sobre la absorción en la torre D-103, como resultado de la baja presión de operación de la torre y la baja proporción de H₂S en la corriente de gas tratada. De igual manera, se observa que a mayores cargas ácidas de amina pobre es alcanzada una menor remoción de H₂S. Esto es debido a la mayor concentración de H₂S en la corriente de amina pobre, lo cual desplaza el equilibrio de la Ec (1) a la derecha, limitando la reacción de absorción con los gases combustibles ácidos.

Se puede distinguir claramente dos zonas en cada curva representada en la Figura 21: la primera de ellas corresponde a las menores circulaciones de solvente, las cuales generan la mayor remoción de H_2S y la segunda, donde se aprecia la curva prácticamente horizontal para altas circulaciones de solvente. El comportamiento de la curva en ésta última zona radica en que el equilibrio químico ha sido alcanzado para la baja presión de operación de la torre, es decir, la $E_c (1)$ se encuentra desplazada mayormente a la derecha y para una absorción adicional de H_2S se requerirá una gran cantidad de solvente.

Es de hacer notar, que la especificación de la carga ácida de amina pobre a la salida de la torre D-103 debe ser como máximo 0,4 según el manual de operación de la unidad y por lo tanto la circulación de la amina pobre debe proveer la absorción necesaria para alcanzar la especificación de 200-300 ppmp y además no superar el valor mencionado de la carga ácida rica.

Como se ha comentado en la discusión de la Figura 19 (Pág. 77) el flujo de amina pobre empleado en la torre D-103 es excesivo y por lo cual puede ser disminuido a un valor en el cual se alcance la especificación de productos en el gas combustible y además que no supere el valor de carga ácida de amina rica de 0,4 a la salida del absorbedor. Basado en la Figura 21 y en la simulación realizada, puede verificarse que una circulación de amina pobre de 40 GPM en la Torre D-103 resulta en 255 ppmp de H_2S en gas combustible dulce y un valor de carga ácida de amina rica a la salida de 0,38. Además, la reducción de flujo en la torre D-103 disminuye el calor necesario para la regeneración del solvente en la torre D-105, resultando en 3419 BTU/lb de H_2S , es decir, un 25,7% menos que el caso original.

4.1.3.5 EFECTO DE LOS PLATOS DE CONTACTO SOBRE LA REMOCIÓN DE H_2S

Los platos de contacto en la torres de absorción representan las etapas de separación donde se produce la absorción química del H_2S en la solución de amina. A continuación se presentan los resultados de la variación de los platos de contacto de

las torres D-101 y D-103 con el objetivo de verificar su influencia sobre la obtención de las especificaciones de producto a las correspondientes condiciones de operación:

Tabla 24: Efecto de los platos de contacto sobre la remoción de H₂S en las torres D-101 y D-103.

Torre D-101		Torre D-103	
Platos	H ₂ S en Hidrógeno de reciclo, (ppmp)	Platos	H ₂ S en Gas Combustible Dulce, (ppmp)
23	301	22	245
22	403	21	246
21	556	20	248
20	850	19	249
19	973	18	257
18	1120	17	265
17	1298	16	285
18	1507	17	311

Como se muestra en la Tabla 24 el efecto del número de los platos de contacto es más notorio en la torre de absorción D-101 donde para lograr la especificación de 800-900 ppmp de H₂S se requiere un mínimo de 20 platos observándose adicionalmente una absorción mínima de 100 ppmp de H₂S en cada etapa.

Los resultados obtenidos para la torre D-103 muestran que para obtener la especificación de 200-300 ppmp de H₂S en el gas combustible es necesario un mínimo de 16 platos, manteniéndose en el rango de especificación aún por encima de los 22 platos. Este efecto es debido a la alta circulación de amina pobre empleada en la torre, tal como se muestra en la Figura 21, combinada con la baja presión de operación de la columna a la cual se alcanza el equilibrio químico en los primeros platos, como se muestra en el perfil de concentración mostrado en la Figura 19, donde se observa que en los platos superiores de la torre no existe variación en las ppmp de H₂S.

4.1.3.6 OPERACIÓN SIN LAVADO CON AGUA DE LA COLUMNA D-101

Como fue mencionado anteriormente en el análisis de sensibilidad 4.1.3.1, el agua de lavado cumple, en primer lugar, con el objetivo de rescatar la amina arrastrada por el gas dulce de la torre D-101 y además, servir como agua de reposición del circuito de endulzamiento para compensar el agotamiento realizado en la torre de regeneración D-105 y de esta manera poder mantener la concentración de la solución pobre a la salida de la columna en 21,6% en peso de DEA.

Fue realizada la simulación completa del circuito de endulzamiento sin la existencia del mencionado lavado con agua a fin de verificar las principales variaciones en el proceso provocadas por el mencionado cambio. A continuación se presenta el diagrama de flujo obtenido en la interfaz gráfica del simulador HYSYS 2004.2:

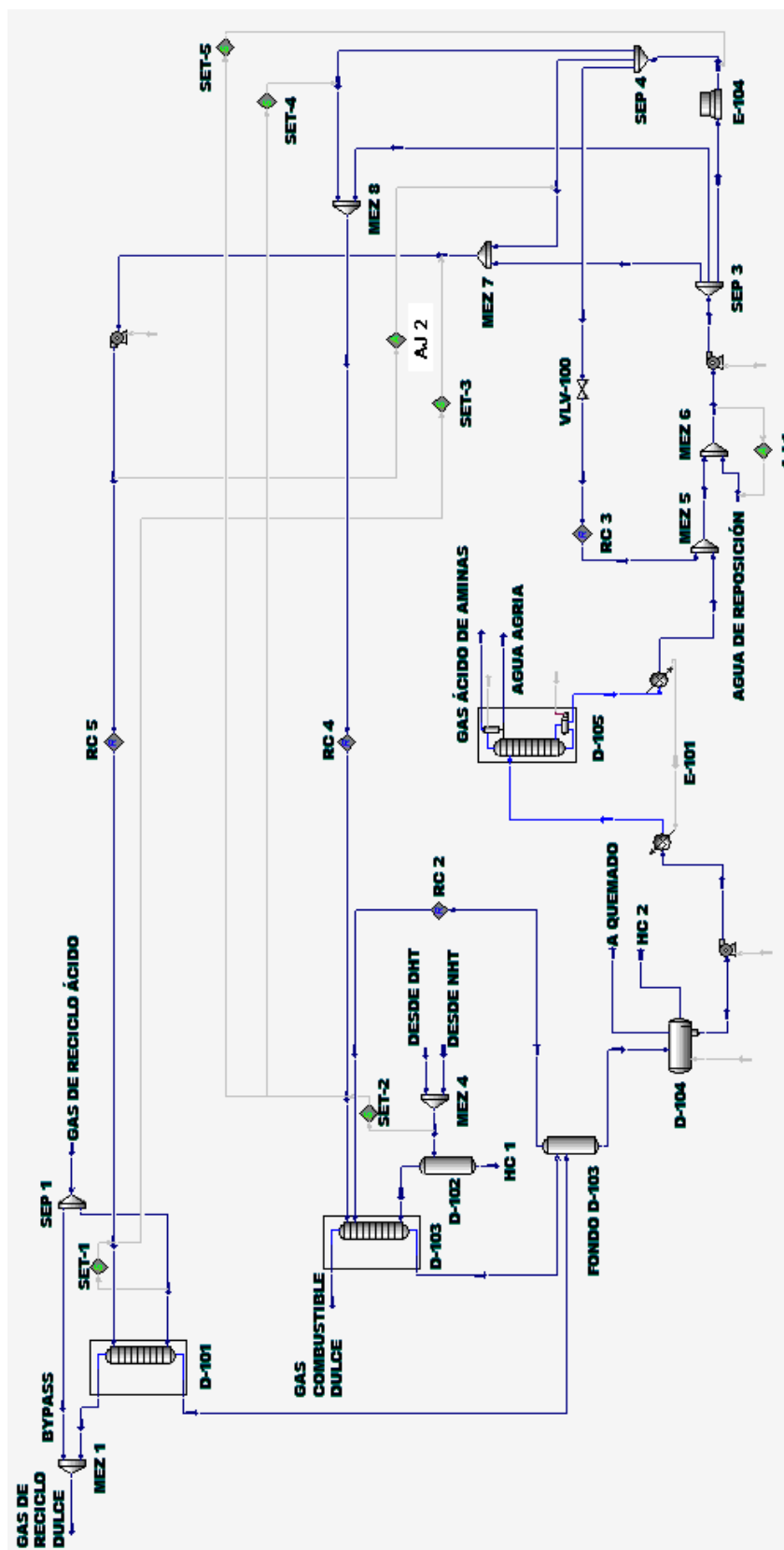


Figura 22: Interfaz gráfica obtenida en el simulador HYSYS 2004.2 para el circuito de endulzamiento sin el lavado de agua de la columna D-101

La Figura 22 muestra dos diferencias fundamentales con el diagrama obtenido para la simulación del circuito de endulzamiento actual mostrado en la Figura 12:

1. La inexistencia de la torre *LAV D-101*, debido a que ésta simula el lavado con agua de la columna D-101. Se observa entonces, que el gas dulce proveniente del tope de la torre de absorción se mezcla directamente, mediante *MEZ 1*, con la corriente *BYPASS*. La corriente de tope de la columna D-101 contiene 0,083 libras por hora de amina arrastrada como consecuencia de la ausencia del lavado con agua.
2. La existencia de la corriente *AGUA DE REPOSICIÓN* en el circuito de filtrado. Ésta corriente se hace necesaria para mantener la concentración de la amina pobre, ya que el agotamiento que tiene lugar en la torre D-105 origina una solución de amina pobre con una concentración superior a 21,6% en peso de DEA.

En la siguiente tabla se presentan los principales resultados de la operación sin el lavado con agua de la columna D-101.

Tabla 25: Resultados principales de la operación sin el lavado con agua de la columna D-101.

Relación de Reflujo en D-105, (adim)	Calor requerido en el rehervidor de D-105, (BTU/lb de H ₂ S)	Agua Agria resultante, (GPM)	Gas Ácido Resultante en el tope de D-105, (MMSCFD)	Concentración de DEA a la salida de D-105, (% en peso)	Agua de Reposición alimentada, (GPM)
0,5	4594,7	9,8	0,81	22,2	11,0
1	4598,9	6,4	0,81	22,0	7,6
1,5	4593,1	4,4	0,81	21,9	5,1
2	4591,8	3,1	0,81	21,8	5,1
2,5	4596,7	2,2	0,81	21,8	2,9
3	4598,5	1,5	0,81	21,7	2,9

En la Tabla 25 se muestran los resultados obtenidos para las principales variables implicadas en el rango recomendado de 0,5-3 de la relación de reflujo en el circuito de tope de la columna D-105 y una carga ácida de amina pobre de 0,04 que

corresponde al valor actual de operación. Como se observa, la operación sin lavado con agua no tiene notoria influencia sobre el calor requerido para la regeneración del solvente, al igual que en el flujo de gas ácido generado. Las pequeñas variaciones en el calor pueden ser atribuidas a las aproximaciones realizadas por el simulador.

De igual manera, se observa que a mayor relación de reflujo se obtiene una menor concentración de DEA en la solución de amina pobre como consecuencia de un menor retiro de agua agria, es decir, a mayor retorno de agua a la columna se obtiene un mayor agotamiento de la solución.

La última columna de la Tabla 25, muestra la cantidad de agua de reposición que debe ser añadida al circuito después de llevar a cabo la regeneración, para mantener la concentración de la solución pobre en 21,6% en peso de DEA.

Es importante resaltar, que para la relación de reflujo de 0,8 correspondiente a la operación actual de la planta con lavado con agua es requerida una alimentación de agua de lavado de 9,08 GPM para mantener la concentración de DEA de 21,6% en peso a la salida de la torre de regeneración y para la misma relación de reflujo en la operación sin lavado con agua de la columna D-101, se necesita una alimentación de agua de reposición de 9,2 GPM en el circuito de filtrado para lograr la misma concentración. Ambos valores son similares y la diferencia entre ellos puede atribuirse a las aproximaciones realizadas por el simulador.

Puede concluirse entonces, que debido a que las variables principales de operación, como el calor requerido en la regeneración, no presenta ningún cambio significativo en la operación sin lavado con agua y adicionalmente, a la existencia física actual del sistema de lavado en la columna de absorción D-101 no es recomendable la eliminación del mismo ya que éste recobra 0,075 libras por hora de amina arrastrada tal como se resalta en la Tabla 21 (Pág 81), es decir, el 90,4% de la amina presente en el gas.

4.1.4 CAMBIO DE CONCENTRACIÓN DE SOLVENTE

Los valores de concentraciones típicos recomendados para el empleo de DEA en plantas de endulzamiento de gases ácidos son de 20-30% en peso, donde la concentración de 20% es la comúnmente empleada en operaciones refineras debido a la poca o nula existencia de dióxido de carbono en los gases a tratar. En el presente trabajo fue realizada la simulación del circuito de endulzamiento en estudio para 25% en peso de DEA cuyos resultados se presentan a continuación:

4.1.4.1 DEA A 25% EN PESO

El aumento de concentración del solvente empleado tiene un impacto directo en la circulación de amina empleada (a mayor concentración, menor circulación), sin embargo, también influye directamente en la carga ácida de amina pobre y rica como se ha explicado anteriormente. Es decir, cuando se aumenta la concentración del solvente para absorber la misma cantidad de gas ácido dos efectos pueden derivarse de la Eq (1) mostrada en la página 85:

- Carga ácida de amina pobre: El denominador (moles de amina) incrementa por efecto del aumento de la cantidad de moles de amina presente en una mayor concentración de solvente, por lo tanto el numerador (moles de H_2S) se incrementa para mantener un valor de carga ácida fijo. Dicho en otras palabras, una carga ácida de amina pobre de 0,04 para una concentración de 25% en peso de DEA, contiene mayor cantidad de H_2S que el mismo valor de carga ácida para una concentración de solvente de 21,6% en peso.
- Carga ácida de amina rica: El aumento del denominador de la Eq (1) por efecto de una mayor concentración de DEA para absorber la misma cantidad de H_2S (numerador constante) ocasiona una disminución de la carga ácida de amina rica.

A continuación se presenta el efecto de la carga ácida de amina pobre y rica sobre la circulación de solvente en el absorbedor D-101.

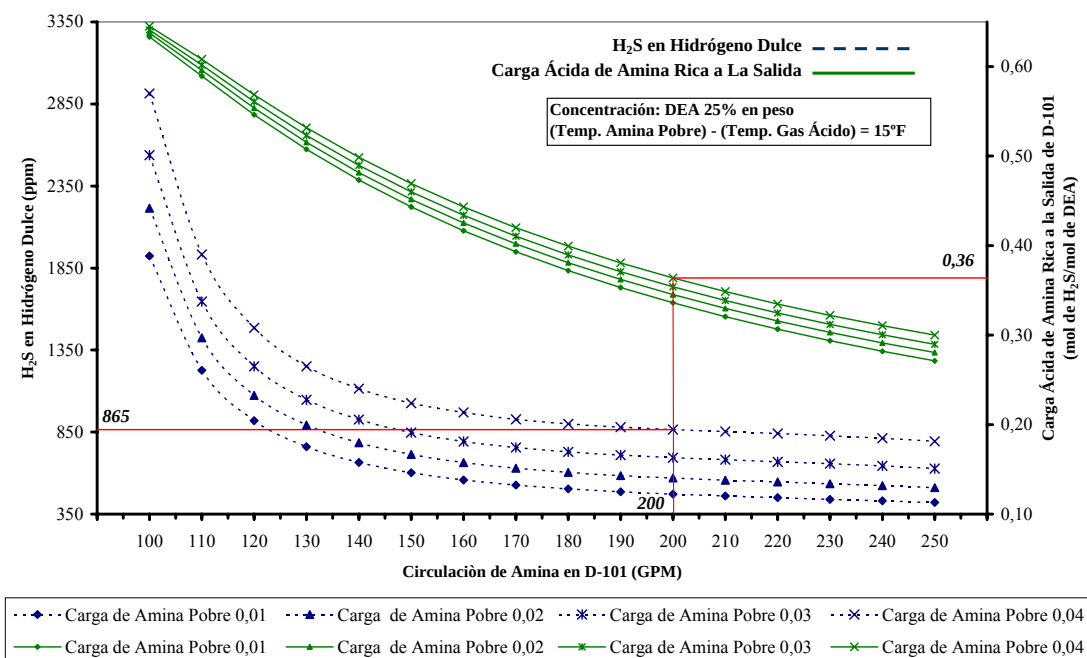


Figura 23: Efecto de la carga de amina pobre y rica sobre la circulación empleada en torre D-101 para DEA al 25%

El punto representado en la Figura 23 corresponde a los valores de carga ácida de amina pobre, rica y circulación de solvente empleadas para alcanzar la especificación de productos en el presente análisis.

Comparando la Figura 23 obtenida para la DEA al 21,6% en peso con la Figura 20 para la DEA a 25%, se observa que las curvas obtenidas son similares en tendencia, sin embargo, para una misma especificación de productos y una misma carga ácida de amina pobre es necesario un menor flujo para el empleo de DEA a 25%, obteniendo igualmente una carga ácida de amina rica inferior. De igual manera, se obtiene menores partes por millón de H_2S en el gas producto del absorbedor para la DEA a mayor concentración.

Otras circulaciones de amina pueden ser halladas empleando la Figura 23, sin embargo, el punto de operación para el absorbedor D-101 debe ser seleccionado en

conjunto con el punto de operación del absorbedor D-103 ya que ambas torres deben alcanzar la especificación de los correspondientes productos con la misma carga ácida de amina pobre producto de la regeneración.

En la presente gráfica se muestra el efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la circulación de amina requerida en D-103.

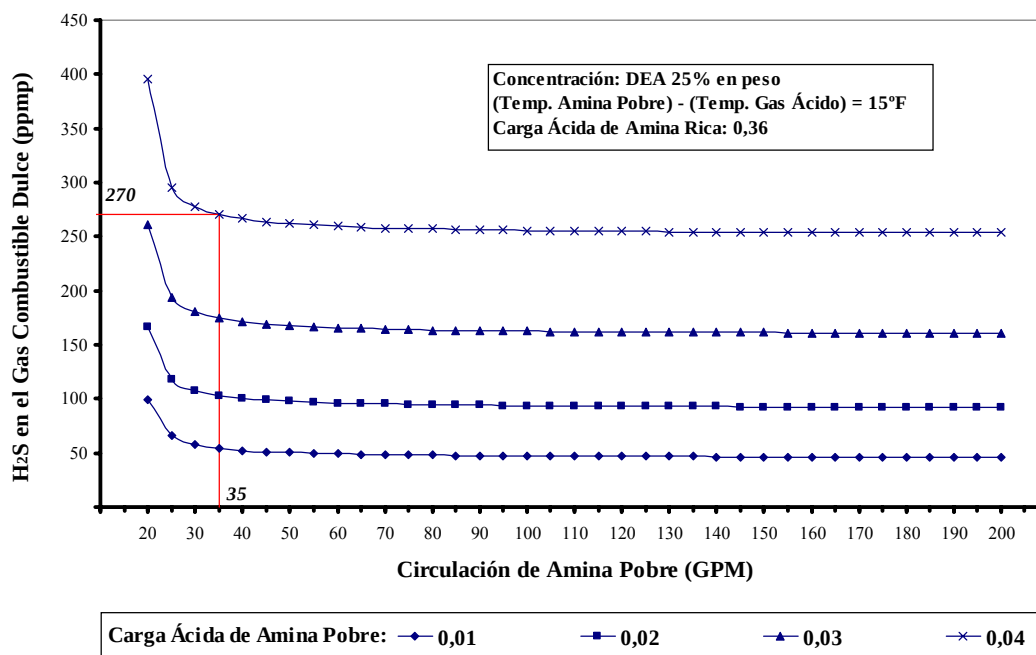


Figura 24: Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la circulación de solvente en la torre D-103

En la Figura 24 se muestra el punto de operación seleccionado para el presente análisis. Como se observa, fue empleada la curva que corresponde a la carga de amina pobre de 0,04 ya que fue la misma utilizada en la Figura 23 correspondiente al absorbedor D-101.

Para un mismo flujo y carga ácida de amina pobre, ubicado dentro de la zona horizontal de las curvas presentadas en la Figura 24 (DEA a 25% en peso) se obtiene una mayor cantidad de H₂S en el gas producto que la obtenida con la Figura 21 (DEA a 21,6% en peso), indicando una menor absorción del sulfuro de hidrógeno para la mayor concentración DEA. De tal manera, que para una misma carga ácida de amina

pobre el equilibrio se alcanza más rápidamente para mayores concentraciones del solvente a la baja presión de operación de la torre D-103. Este efecto, es producto de la mayor cantidad de H_2S presente en un mismo valor de carga ácida de amina pobre para concentraciones más elevadas de amina, es decir, el numerador de la Eq (1) aumenta debido al aumento del denominador, producto de la mayor concentración de amina, para mantener un mismo valor de carga ácida de amina pobre.

Para disminuir el contenido de H_2S en los gases productos puede ser reducida la diferencia de temperatura entre el gas ácido y la solución de solvente teniendo en cuenta que ésta diferencia debe estar entre 10 y 15°F como se indicó con anterioridad. Los resultados de la variación del ΔT se muestra a continuación:

Tabla 26: Influencia sobre el H_2S removido de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido para la DEA a 25% en peso.

ΔT	Torre D-101		Torre D-103	
	Temperatura de entrada de amina pobre, (°F)	H_2S en Hidrógeno Dulce, (ppmp)	Temperatura de entrada de amina pobre, (°F)	H_2S en Gas Combustible Dulce, (ppmp)
15	157,7	865	115,1	270
14	156,7	847	114,1	262
13	155,7	838	113,1	255
12	154,7	835	112,1	248
11	153,7	832	111,1	242
10	152,7	829	110,1	241

Como fue discutido anteriormente, el proceso de absorción es favorecido a la menor temperatura de entrada de amina pobre. En la Tabla 26 se resalta los valores de ΔT , temperatura de entrada de amina pobre y el contenido de H_2S en el gas producto de las torres de absorción para la operación con DEA al 25% en peso.

Con las condiciones de flujo, carga ácida de amina pobre y temperatura establecidas, se obtiene los siguientes perfiles de temperatura y composición de H_2S a lo largo de la torre D-101:

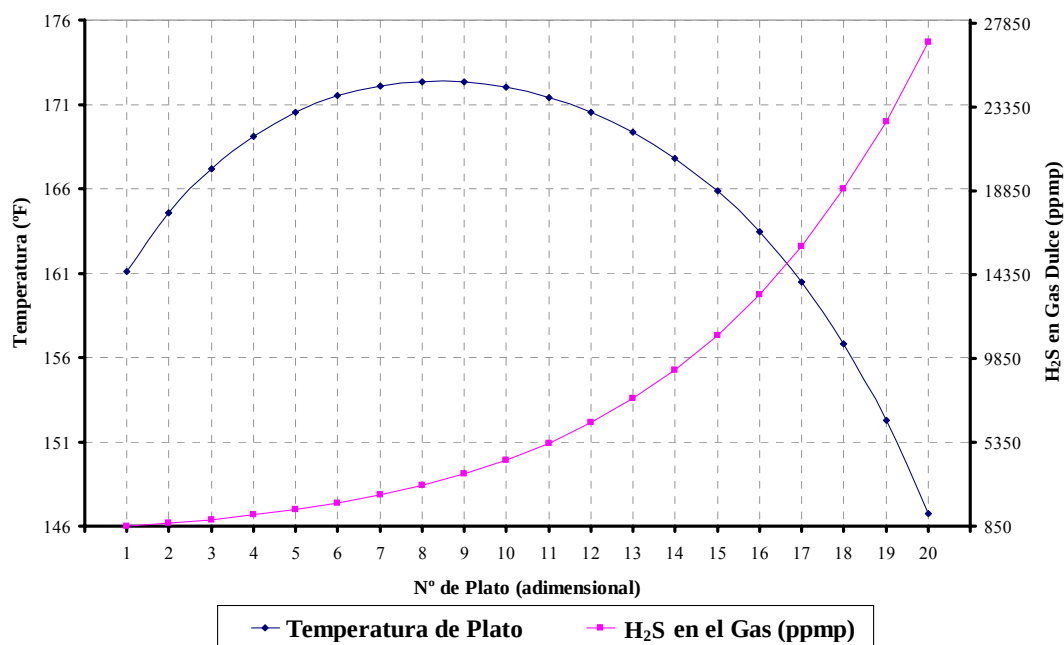


Figura 25: Perfil de concentración de H₂S y temperatura de la torre D-101 para la DEA al 25% en peso

Como se observa en la Figura 25, el máximo de temperatura se localiza en plato número 8 (contado desde el tope), es decir, se ha desplazado hacia la parte superior de la columna en comparación con los resultados obtenidos para la DEA a 21,6% en peso. Esto se debe principalmente al efecto combinado de la instantaneidad de la reacción del H₂S, a la elevada presión de operación de la columna y al menor flujo requerido debido al aumento de concentración. De igual manera, puede notarse que los perfiles de concentración de H₂S son similares para la DEA al 21,6% (Figura 18) y 25% en peso (Figura 25), sin embargo, para ésta última se observa que en cada plato el gas dulce contiene menos cantidad de H₂S como resultado de la mayor concentración de DEA y a la alta presión de operación de la torre.

Es muy importante señalar, que para la óptima operación de las torres de absorción para tratamiento de gases ácidos con presencia de H₂S y CO₂, el máximo de temperatura debe estar localizado en la parte inferior de la columna ^[Sheilan, 2007], sin embargo, en ausencia de dióxido de carbono con elevadas presiones de operación de las columnas (que favorecen la reacción a lo largo de la torre) y altas concentraciones

de sulfuro de hidrógeno, el máximo puede estar localizado en los platos centrales de la columna ya que aún existe la reacción exotérmica e instantánea con el H_2S en éstos platos. [Maioli, 2003]

A continuación se presenta perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre de absorción D-103:

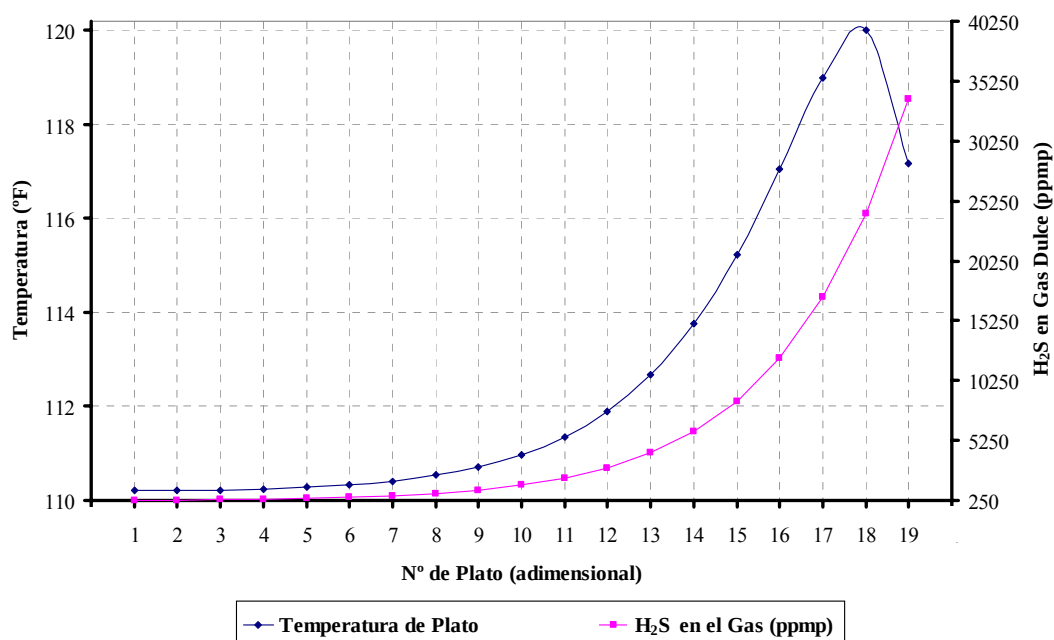


Figura 26: Perfil de concentración de H_2S y temperatura de la torre D-103 para la DEA al 25% en peso

En la Figura 26 se observa que el máximo de temperatura de la torre de absorción D-103 se alcanza en el fondo de la columna (plato 18). Este efecto es originado principalmente, debido a la baja cantidad de H_2S en el gas ácido tratado combinado con la baja presión de operación de la columna y la alta circulación de amina pobre. Es decir, que el equilibrio de la reacción, a la presión de operación de la columna, es logrado rápidamente hasta alcanzar la especificación en el gas combustible dulce de 250 ppmp a diferencia del absorbedor D-101 donde aún en los platos centrales ocurre gran cantidad de reacción provocando la amplitud del perfil de temperatura mostrado en la Figura 25.

Para la circulación de amina fijada con la solución de DEA al 25% en peso en el absorbedor D-103 se obtiene una menor absorción de H_2S en los platos inferiores de la torre que la obtenida para la concentración de 21,6% en peso, como se puede observar al comparar los perfiles de concentración mostrados en la Figura 26 y la Figura 19 respectivamente. Este efecto es debido a que existe menor cantidad de moles de amina disponibles en 35 GPM de la solución de DEA al 25% (42,2 lbmol/h) que los existentes en 180 GPM de DEA al 21,6% (188,2 lbmol/h), por lo cual en los platos inferiores de la torre, donde existe mayor concentración de H_2S debido a la alimentación de gas ácido, ocurre una mayor absorción con la circulación de amina pobre a la menor concentración.

Para las condiciones de operación fijadas, el calor necesario en el rehervidor de la torre de regeneración es 3221 BTU/lb de H_2S , la alimentación de agua de lavado debe ser de 1 a 9 GPM para mantener la relación de reflujo en el circuito de tope del regenerador en el rango de 0,5-3 y la temperatura de salida del regenerador de la amina pobre se mantiene en 248,5 °F.

Como fue discutido en el marco teórico, específicamente en “La Química Del Tratamiento Con Alcanolaminas” (Pág. 23), el H_2S reacciona instantáneamente con las distintas soluciones de aminas, a diferencia del CO_2 que presenta mayor dificultad para la remoción. De esta manera, la ausencia de CO_2 en el circuito de endulzamiento estudiado sugiere la utilización de bajas concentraciones de solvente dentro del rango establecido por las condiciones de operación típicas, por lo cual, concentraciones superiores a 25% en peso de DEA son descartadas. Es decir, en la industria de refinación el uso de la DEA está limitado generalmente de 20% a 25% en peso en ausencia de CO_2 en las corrientes de gases tratadas.

4.1.5 CAMBIO DE SOLVENTE

Tomando como base la simulación del circuito de endulzamiento con DEA al 21,6 % en peso (condiciones actuales de operación), fueron realizados cambios del

solvente con la finalidad de explorar las ventajas, las desventajas y el comportamiento del sistema ante otras soluciones de alcanolaminas tales como la DIPA y la MDEA.

El empleo de la DIPA y MDEA como posibles opciones para el cambio de solvente, se encuentra fundamentado en que la primera de ellas es, conjuntamente con la DEA, la amina secundaria de mayor empleo para el tratamiento de gases de refinería proporcionando además, una utilización eficiente de la energía. Las soluciones basadas en MDEA por su parte, poseen una baja presión de vapor, una alta resistencia a la degradación e igualmente una eficiente utilización de la energía traduciéndose en menores problemas operacionales [Sheylan, 2007].

Es importante destacar que no son consideradas como opciones para el cambio de solvente las soluciones basadas en aminas primarias como la MEA y DGA ya que acarrear mayores problemas operacionales tales como la corrosión debido a su mayor reactividad en comparación con las aminas secundarias como la DIPA y con las terciarias como la MDEA.

4.1.5.1 DIPA AL 35% EN PESO

La inexistencia de CO_2 en los gases ácidos tratados en el circuito de endulzamiento impulsa el empleo de bajas concentraciones las soluciones de alcanolamina, debido a que éste componente presenta mayor dificultad de remoción que el H_2S , como fue explicado en el CAPÍTULO II, “La Química Del Tratamiento De Gas Con Alcanolaminas”, (Pág. 23).

Siendo la DIPA una amina secundaria, con un rango de aplicación de 35% a 50% [Sheylan, 2007] en peso, comparte las mismas especificaciones para las cargas ácidas de amina pobre y rica recomendadas para la DEA y fue simulado el circuito de endulzamiento para 35% en peso.

En la siguiente gráfica se presenta las distintas opciones de flujo para la torre D-101 según el efecto de la carga ácida de amina pobre y rica.

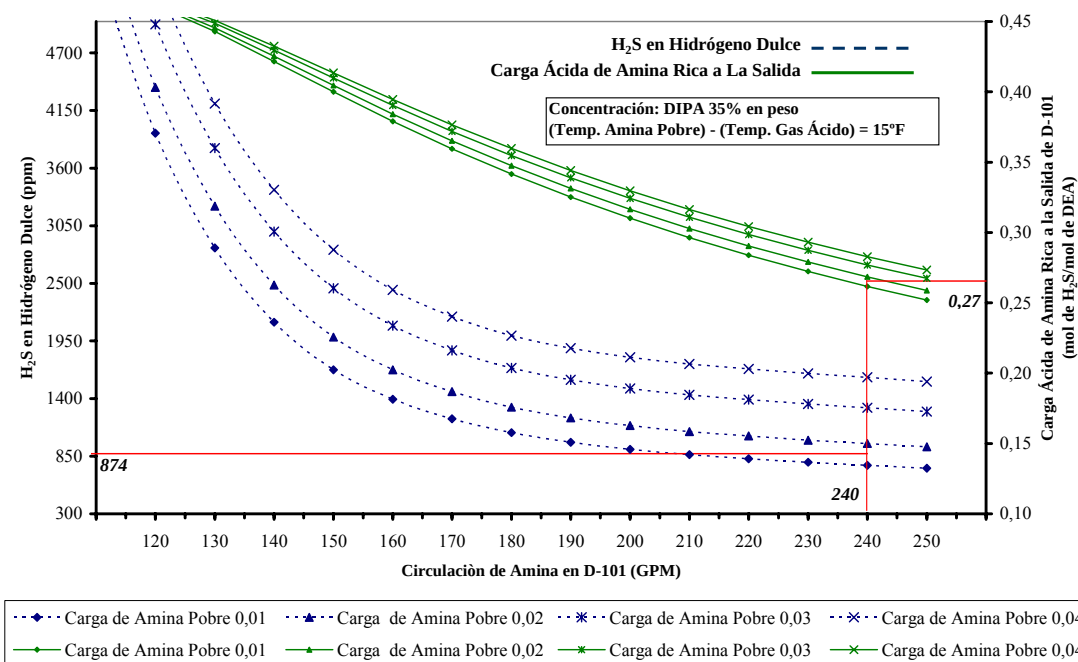


Figura 27: Efecto de la carga de amina pobre y rica sobre la circulación empleada en torre D-101 para DIPA al 35% en peso

Como se muestra en la Figura 27 se requiere una circulación de 240 GPM de DIPA al 35% en peso con una carga ácida de amina pobre de 0,015 para alcanzar 874 ppmp de H₂S en el gas dulce resultando una carga ácida de amina rica de 0,27 a la salida del absorbedor D-101.

Comparando los resultados obtenidos en el absorbedor D-101 para la solución de DIPA al 35% en peso (Figura 27) con el caso base para la DEA al 21,6% en peso (Figura 20) se observa que, para un mismo valor de flujo y carga ácida de amina pobre, la DIPA al 35% en peso provee una menor absorción de H₂S (mayor concentración en el gas producto) que la proporcionada por la DEA e igualmente proporciona una carga ácida de amina rica menor debido principalmente a la mayor concentración del solvente.

Se observa entonces, que se requiere una mayor concentración y circulación de solvente con una menor carga ácida de amina pobre en comparación con en caso base de DEA a 21,6 % en peso. Esto indica que la DIPA es una base menos fuerte

que la DEA, sin embargo, se obtiene una menor carga ácida de amina rica lo cual es favorable para evitar problemas operacionales asociados a la corrosión.

En la siguiente gráfica se muestra el efecto del cambio de solvente sobre la circulación de amina según la carga ácida de amina pobre para la absorción de H_2S a baja presión llevada a cabo en la torre D-103.

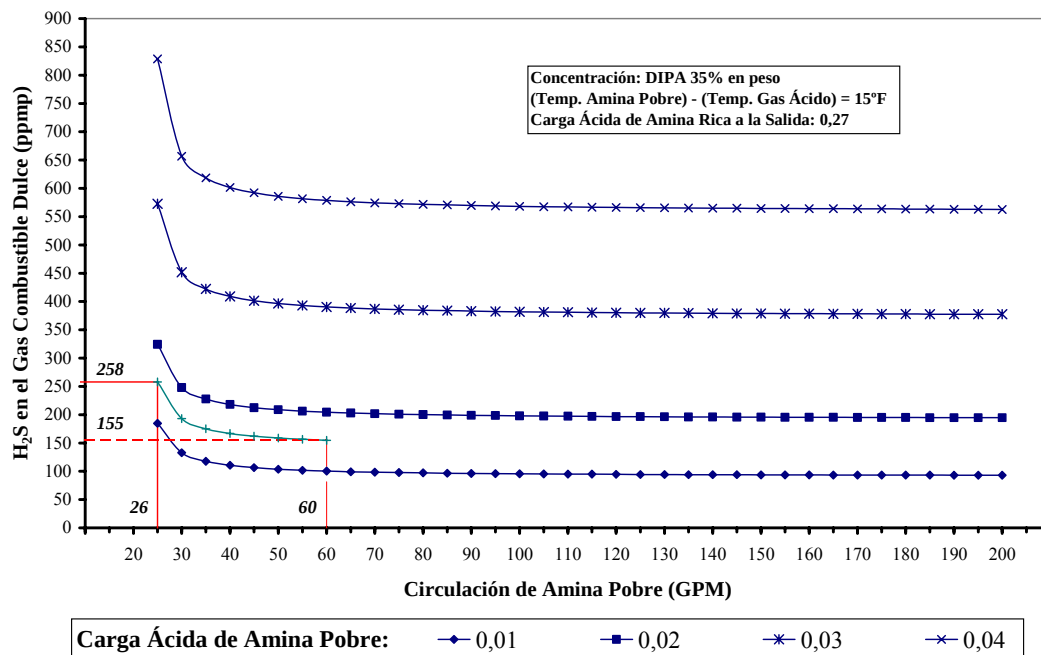


Figura 28: Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre la circulación de solvente en la torre D-105 para la DIPA al 35% en peso

La Figura 28 muestra que se requiere un flujo mínimo de 26 GPM para obtener 258 ppmp de H_2S en el gas combustible dulce para una carga ácida de amina pobre de 0,015. Sin embargo, con una circulación superior a 26 GPM de solvente se obtiene una mayor absorción de H_2S como se muestra en la gráfica para la circulación de 60 GPM, a partir de la cual la curva se vuelve horizontal indicando que el equilibrio de la reacción ha sido alcanzado a las condiciones dadas.

A continuación se presenta la variación de la diferencia de temperatura entre la alimentación de la solución de amina y la del gas ácido para ambos absorbedores.

Tabla 27: Influencia sobre el H₂S removido de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido para la DIPA a 35% en peso.

	Torre D-101		Torre D-103	
ΔT	Temperatura de entrada de amina pobre (°F)	H ₂ S en Hidrógeno Dulce (ppmp)	Temperatura de entrada de amina pobre (°F)	H ₂ S en Gas Combustible Dulce (ppmp)
15	157,7	874	115,1	258
14	156,7	868	114,1	248
13	155,7	863	113,1	213
12	154,7	859	112,1	205
11	153,7	854	111,1	197
10	152,7	850	110,1	190

En la Tabla 27 se resalta la diferencia de temperatura necesaria para alcanzar la especificación de 850 y 250 ppmp de H₂S en los absorbedores D-101 y D-103 respectivamente.

Es necesario destacar, que la operación de absorción de H₂S empleando una solución de DIPA al 35% en peso en el circuito de endulzamiento está limitada a valores de carga ácida de amina pobre inferiores a 0,02 tal como se muestran en la Figura 27 y la Figura 28, donde se puede apreciar que por encima de éste valor no se obtienen las especificaciones de productos deseadas, a diferencia de las soluciones de DEA estudiadas, donde se obtiene la remoción de H₂S deseada en ambos absorbedores con una carga ácida de amina pobre de 0,04. Esto es consecuencia, en primer lugar, de la menor fuerza de la base para las soluciones basadas en DIPA en comparación a las basadas en DEA y, en segundo lugar, a la mayor cantidad de H₂S presente en la solución de amina pobre para las mayores concentraciones de amina, tal como se ha discutido anteriormente.

Los perfiles de temperatura y concentración de H₂S correspondientes a la torre de absorción D-101 se muestran a continuación:

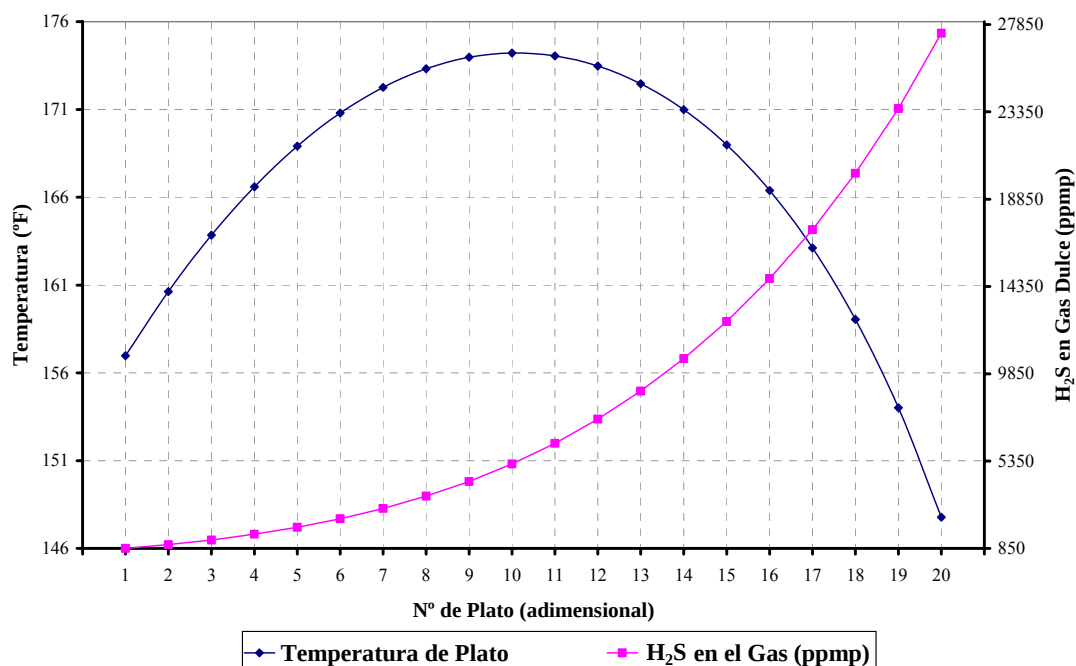


Figura 29: Perfil de concentración de H₂S y temperatura de la torre D-101 para la DIPA al 35% en peso

Como se observa en la Figura 29, el máximo de temperatura para la DIPA al 35% en peso se localiza en el plato número 10, es decir, dos platos por debajo del máximo de temperatura presentado para la DEA al 25% en peso. La localización del máximo de temperatura es resultado del empleo de una mayor circulación de solvente como puede observarse en la Figura 9 (Pág. 37), correspondiente al marco teórico, donde fue discutido tal efecto.

Comparando el perfil de concentración de H₂S en el gas dulce de la torre D-101, mostrado en la Figura 29 con el caso base de DEA al 21,6% en peso expuesto en la Figura 18 (Pág. 76), se observa que la DIPA al 35% en peso posee una menor absorción en los platos cercanos a la alimentación de gas ácido donde predomina la mayor concentración de H₂S, lo cual es debido a la menor fuerza de la base.

Los perfiles de concentración de H₂S y temperatura a lo largo de la columna D-103 se muestra a continuación:

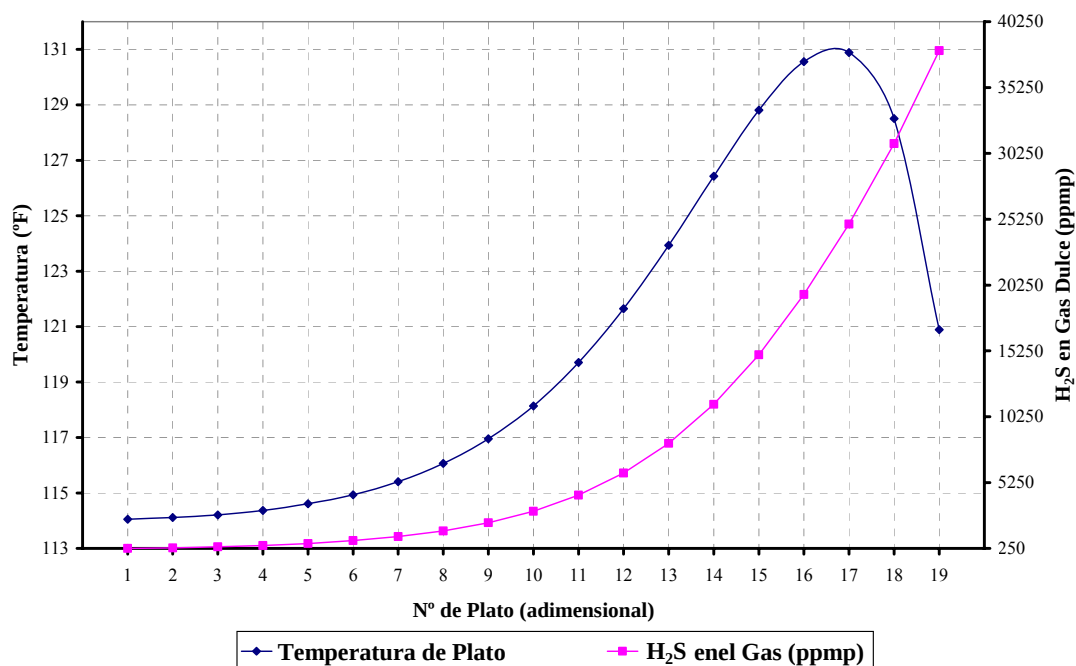


Figura 30: Perfil de concentración de H₂S y temperatura de la torre D-103 para la DIPA al 35% en peso

La Figura 30 muestra que el máximo de temperatura se alcanza en el fondo de la torre, específicamente en el plato 17 (contado desde el tope), sin embargo, el perfil térmico es más amplio que el obtenido para la DEA a 25% en peso debido a la menor circulación de solvente requerida para alcanzar la especificación de productos.

En el perfil de concentración de H₂S en el gas dulce correspondiente a la torre D-103 mostrado en la Figura 30, se observa nuevamente una menor absorción de gas ácido en los platos inferiores en comparación con la aplicación de DEA al 21,6% en peso debido a los motivos que han sido indicados anteriormente.

Por último, las condiciones de operación fijadas para la DIPA a 35% en peso, otorgan un calor necesario en el rehervidor de la torre de regeneración de 4563 BTU/lb de H₂S, una alimentación de agua de lavado de 3 a 11 GPM para mantener la relación de reflujo en el circuito de tope del regenerador en el rango de 0,5-3 y una temperatura de amina pobre a la salida del regenerador de 250,1 °F.

4.1.5.2 MDEA A DISTINTAS CONCENTRACIONES.

La instantaneidad de la reacción de absorción con el H_2S para cualquier tipo de alcanolamina, hace posible la aplicación en el circuito de endulzamiento de la Metil Dietanolamina, una amina terciaria.

Las concentraciones recomendadas para al utilización de la MDEA como solvente en el tratamiento de gases ácidos es de 20 a 45% en peso con una carga ácida de amina pobre de 0,004 a 0,01 debido a la mayor facilidad que presenta éste solvente para la regeneración. Sin embargo, como se ha expuesto anteriormente, el efecto de carga ácida de amina pobre es muy notorio, dando como resultado que para las menores cargas ácidas de amina pobre se alcanzan los mayores requerimientos de energía para la regeneración.

En el presente proyecto especial de grado fueron realizadas las simulaciones para una carga ácida de amina pobre de 0,01 con el objetivo de minimizar el calor necesario en la regeneración del solvente. A continuación se presenta los resultados para el absorbedor D-101:

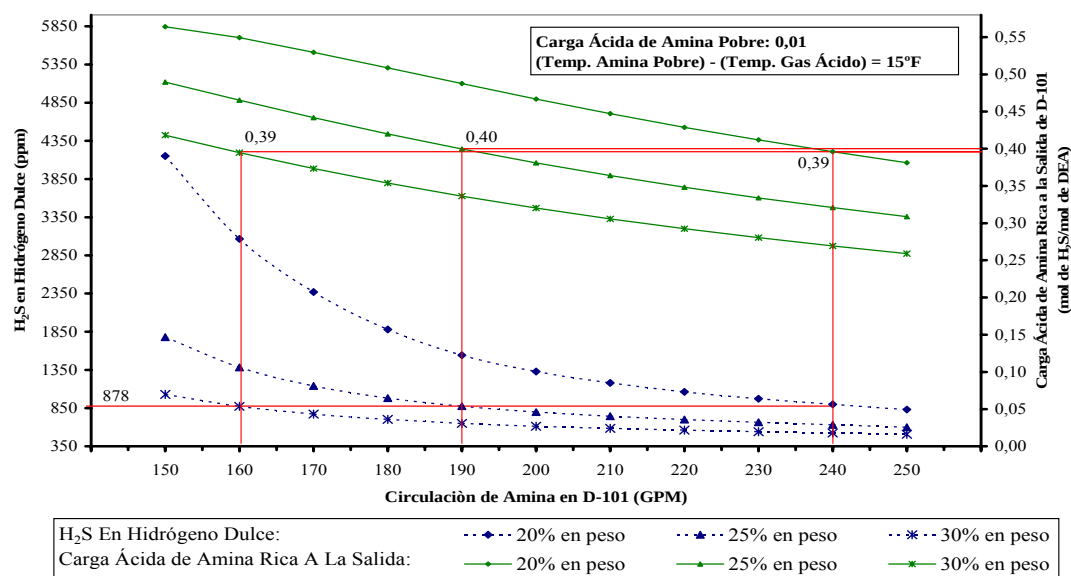


Figura 31: Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo requerido en la torre D-101 para distintas concentraciones de MDEA

En la Figura 31 se muestran tres posibles opciones de flujo para alcanzar la especificación de H_2S en el hidrógeno dulce según las concentraciones de MDEA evaluadas, cumpliendo con las recomendaciones para la carga ácida de amina rica de 0,45-0,50 presentada en la Tabla 9 (Pág. 27).

Se verifica entonces que las menores circulaciones de solvente, para una misma carga ácida de amina pobre, son obtenidas para las más altas concentraciones de MDEA. Sin embargo, concentraciones superiores a 30% en peso de MDEA, ocasionan una circulación de solvente por debajo de la mínima requerida (20 GPM) en el absorbedor de baja presión D-103, tal como se muestra en la siguiente gráfica:

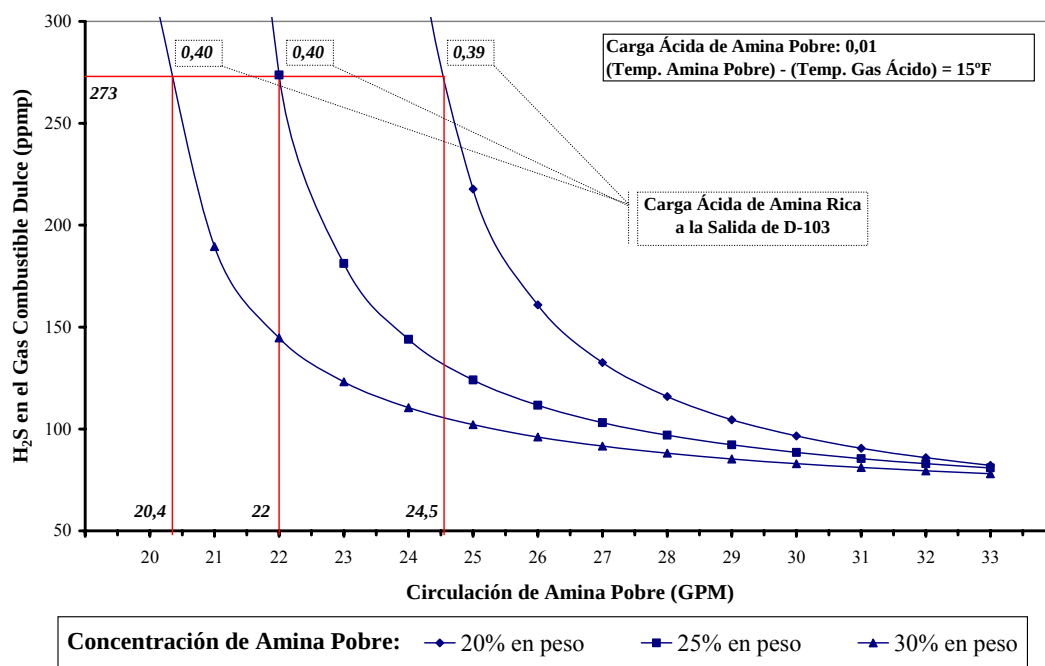


Figura 32: Efecto de la carga ácida de amina pobre sobre el flujo requerido en la torre D-103 para distintas concentraciones de MDEA

En la Figura 32 están representadas las tres circulaciones mínimas requeridas por el absorbedor D-103 para alcanzar la especificación en el gas combustible dulce de 200-300 ppmp de H_2S . Como puede observarse, son circulaciones bastante bajas como resultado del empleo de una carga ácida de amina pobre de 0,01.

No obstante, pueden ser empleadas circulaciones superiores obteniendo menores concentraciones de H_2S en el gas producto. A partir de 32 GPM de solución de amina pobre alimentada al absorbedor D-103 las curvas presentadas en la Figura 32 se vuelven horizontales, indicando la máxima remoción posible de H_2S que puede ser alcanzada a partir de las condiciones de operación fijadas. Con flujos superiores a 32 GPM para cualquier concentración de MDEA presentada en la Figura 32 se obtiene menos de 100 ppmp de H_2S en el gas dulce resultante de la torre D-103.

La siguiente tabla presenta el resultado de la variación de la diferencia de temperatura entre la alimentación de amina pobre y la del gas ácido para los flujos representados en la Figura 31 y en la Figura 32.

Tabla 28: Influencia de la diferencia de temperatura entre la amina pobre y el gas ácido sobre el H_2S removido para la MDEA a distintas concentraciones.

Concentración de MDEA (% en peso)	20	25	30	20	25	30
ΔT	H_2S en el hidrógeno dulce resultante de la Torre D-101, (ppmp)			H_2S en el gas combustible dulce resultante de la Torre D-103, (ppmp)		
15	878	878	878	273	273	273
14	874	872	870	249	248	245
13	866	865	864	227	225	223
12	863	861	859	209	205	203
11	854	855	849	193	190	186
10	849	850	846	180	179	175

En la Tabla 28 se resaltan las especificaciones del gas dulce obtenidas en los absorbedores D-101 y D-103 por la utilización de las distintas concentraciones de MDEA evaluadas y resultantes de la aplicación del ΔT indicado.

A continuación se presentan los perfiles térmicos y de concentración de H_2S obtenidos en la torre D-101 para las distintas concentraciones evaluadas de MDEA:

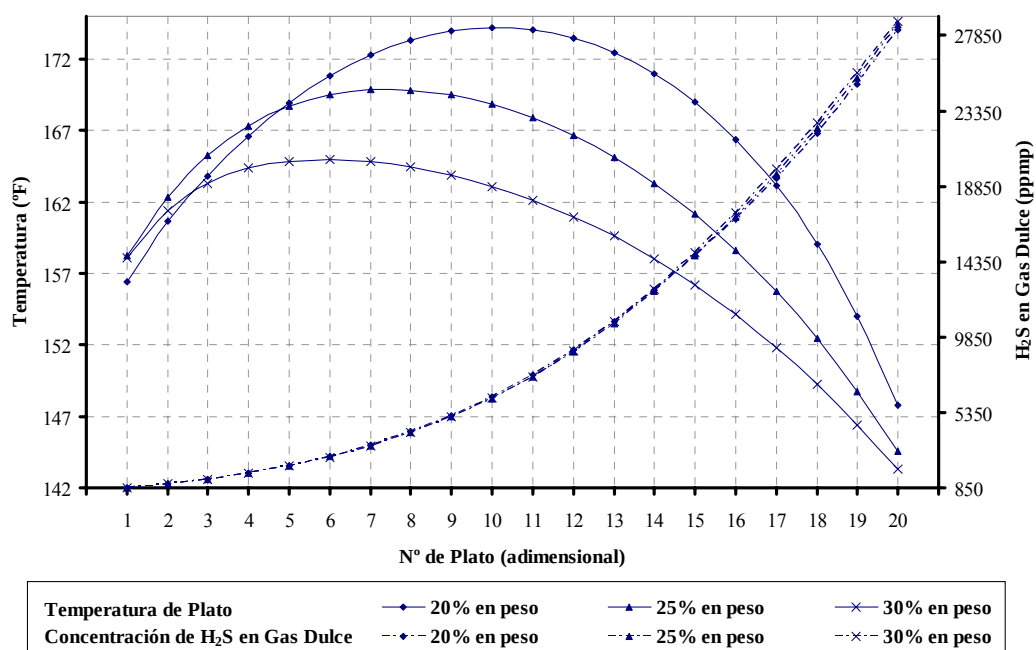


Figura 33: Perfil de temperatura y concentración de H₂S de la torre D-101 para las distintas concentraciones de MDEA evaluadas

La Figura 33 muestra claramente la localización del máximo de temperatura para las distintas concentraciones y las correspondientes circulaciones de solución de MDEA. El máximo de temperatura disminuye y la localización se desplaza hacia la parte superior de la columna en la medida que aumenta la concentración del solvente alimentado a la torre D-101, como consecuencia de los menores flujos de amina pobre asociados a las mayores concentraciones.

Como se ha comentado anteriormente, es recomendable para las operaciones óptimas en las torres de absorción que el máximo de temperatura se localice lo más bajo posible en la columna, condición que es conseguida por la concentración de 20% en peso de MDEA y una circulación de 240 GPM.

En la Figura 33 también se puede apreciar que los perfiles de concentración de H₂S no presentan variaciones significativas para las distintas concentraciones evaluadas de MDEA, sin embargo, se aprecia que para 20% en peso, el gas dulce proveniente de los platos inferiores contiene menos concentración de H₂S.

Seguidamente se presentan los perfiles térmicos y de concentración de H_2S de la torre D-103.

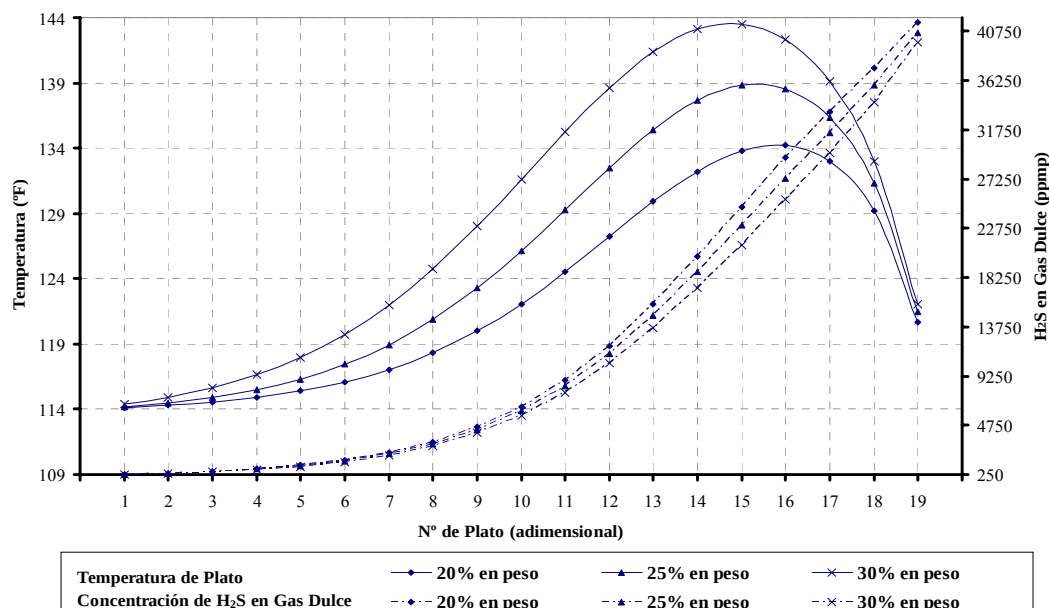


Figura 34: Perfil de temperatura y de concentración de H_2S de la torre D-103 para las distintas concentraciones de MDEA evaluadas

La Figura 34 muestra que el valor máximo de temperatura en cada perfil disminuye a medida que aumenta la concentración de MDEA de la amina pobre alimentada a la torre D-103 y además muestra, que todos los máximos de temperatura ubican en los platos inferiores de la columna. Estos efectos son contrarios a los resultados de la torre D-101, donde el mayor valor de temperatura es conseguido en el máximo del perfil generado para la menor concentración y la ubicación de la temperatura máxima de cada perfil asciende por la torre según aumente la concentración de la solución pobre. Las tendencias contrarias pueden explicarse en base a la diferencia de presión de operación de ambas columnas, a las menores circulaciones asociadas a las mayores concentraciones de solvente y al contenido de H_2S presente en éstas.

La alta presión de operación de la torre D-101 (1235 psia) favorece el proceso de absorción del alto contenido de H_2S presente en el flujo de gas alimentado (1244

lb/h de H_2S) a lo largo de la torre, por lo cual, las mayores concentraciones de solvente (a lo que corresponde las menores circulaciones) originan mayor cantidad de reacción en cada plato haciendo que el perfil de temperatura sea más amplio, con lo cual se obtiene un máximo de temperatura menor y desplazado más arriba en la torre que los obtenidos para las concentraciones inferiores de solvente, donde la mayor circulación asociada centraliza la mayor parte de la reacción exotérmica, generando un perfil de temperatura más agudo y con un máximo de temperatura mayor ubicado más bajo en la columna como se puede observar en la Figura 33.

A diferencia de la torre D-101, en la torre D-103, la baja presión de operación (152 psia) desfavorece el proceso de absorción a lo largo de la torre, por lo cual el bajo contenido de H_2S presente en el gas ácido alimentado en el fondo de la columna (291,7 lb/hr) reacciona instantáneamente con la solución de amina en los platos inferiores, generando los máximos de temperatura presentados en la Figura 34. En las columnas de baja presión de operación se requieren mayores circulaciones de solvente que las requeridas en operaciones de alta presión para retirar la misma cantidad de H_2S del gas alimentado [Khol, 1997], hecho que también contribuye a que los máximos de temperatura se localicen en la parte baja de la torre. De ésta manera, dado a la instantaneidad de la reacción de absorción, las mayores concentraciones de MDEA originan mayores máximos de temperatura en la operación a baja presión llevada a cabo en la torre D-103, indicando que casi la totalidad del H_2S contenido en el gas ácido alimentado reacciona al primer contacto con la solución de MDEA hasta alcanzar la especificación de 250 ppmp, de lo cual resulta que las pendientes del perfil de concentración de H_2S en estos platos sean elevadas.

También puede observarse en los perfiles de concentración de H_2S presentados en la Figura 34, que a medida que aumenta la concentración de MDEA se obtiene menor contenido de H_2S en el gas saliente de cada plato ubicado en la parte inferior de la columna indicando una mayor absorción.

Por último, en la siguiente tabla se presentan las alimentaciones de agua de lavado para mantener la relación de reflujo en el circuito de tope de la torre de regeneración D-105 en el rango recomendado de 0,5-3, así como el requerimiento

energético en el rehervidor obtenido para las circulaciones correspondientes a las concentraciones de MDEA empleadas.

Tabla 29: Alimentación de agua de lavado y requerimiento energético para la regeneración de amina rica según para las distintas concentraciones de MDEA utilizadas.

Concentración de Amina pobre, (% en peso)	Alimentación de Agua de lavado, (GPM)	Calor requerido en el rehervidor de D-105, (BTU/lb de H ₂ S)
20	10-31	9809
25	8-26	8195
30	7-23	7246

La alimentación de agua de lavado necesaria disminuye en la medida que aumenta la concentración de solvente debido a la mayor volatilidad de las alcanolaminas en comparación con el agua y a las menores circulaciones de amina pobre requeridas. Es decir, cuando la solución de alcanolamina es más concentrada y requiere menor circulación, se necesita menor cantidad de agua para mantener la concentración del solvente a la salida de la torre de regeneración. Es de hacer notar, que la alimentación de agua de lavado no tiene influencia sobre el flujo de calor en el rehervidor de la torre D-105 para una misma concentración de amina, tal como se muestra en la Tabla 29.

4.1.6 COMPARACIÓN ENTRE LAS DISTINTAS OPCIONES DE SOLVENTE ESTUDIADAS PARA LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

Es muy importante destacar que con todas las alternativas de solventes discutidas hasta ahora son alcanzadas las especificaciones de los productos requeridas en cada torre y además que las variables operacionales asociadas están dentro de los rangos permitidos tanto en el manual de operación de la planta como en los rangos típicos recomendados en operaciones de endulzamiento de gases con soluciones de aminas. De esta manera, el objetivo del presente punto es comparar puntualmente los perfiles térmicos obtenidos en las torres D-101 y D-103, así como los requerimientos

energéticos necesarios para la regeneración del solvente según las diferentes opciones de solvente estudiadas en el presente trabajo especial de grado.

Como fue expuesto en el marco teórico, específicamente en “La Fuerza De La Base Y Concentración De Las Soluciones de Alcanolaminas” (Pág. 26) y resumido en la Figura 4 (Pág. 26), la DEA es una base más fuerte que la DIPA (aún cuando ambas son aminas secundarias) y ésta última a su vez, es más fuerte que la MDEA (amina terciaria). Sin embargo, otros aspectos influyen en la adecuada utilización de una determinada solución de amina en el circuito de endulzamiento y en consecuencia en la forma y tendencia del perfil de temperatura resultantes en las torres de absorción. Entre los aspectos con más influencia destacan: la carga ácida de amina pobre, la concentración de solvente empleada y la circulación de amina pobre.

En la tabla que a continuación se presenta, se resumen los resultados obtenidos mediante la aplicación de las distintas opciones de solventes y evaluadas a partir de las simulaciones realizadas de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Tabla 30: Tabla comparativa de los resultados para las distintas opciones de solventes evaluadas en la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Solvente	Concentración, (% En Peso)	Carga Ácida De Amina Pobre (MolH ₂ S Moldea)	Absorbedor D-101				Absorbedor D-103				Calor Requerido Para La Regeneración, (BTU lb de H ₂ S)
			Flujo De Amina Pobre (GPM)	Máximo De Temperatura (°F)	Plato De Localización Del Máximo De Temperatura, (Adimensional)	Diferencia De Temperatura Entre Amina Pobre y Amina Rica, (°F)	Flujo De Amina Pobre, (GPM)	Máximo De Temperatura, (°F)	Plato De Localización Del Máximo De Temperatura, (Adimensional)	Diferencia De Temperatura Entre Amina Pobre Y Amina Rica, (°F)	
DEA	21,6	0,04	219,9	175,4	10	11,5	180	120,9	18	0,6	4602
	21,6	0,04	219,9	175,4	10	11,5	40	126,7	18	2,9	3419
	25	0,04	200	172,4	9	14,4	35	113,8	18	7,0	3221
DIPA	35	0,015	240	174,1	10	9,2	60	130,9	17	6,8	4563
MDEA	20	0,01	240	176,6	11	8,7	24,5	134,2	16	6,5	9809
	25	0,01	190	169,8	8	13,7	22	138,8	15	7,2	8195
	30	0,01	160	165	6	14,8	20,4	143,5	15	7,7	7246

Las condiciones de flujo, concentración y carga ácida de amina pobre para cada solución de amina estudiada reportadas en la Tabla 30 dan como resultado los siguientes perfiles de temperatura en el absorbedor de alta presión D-101:

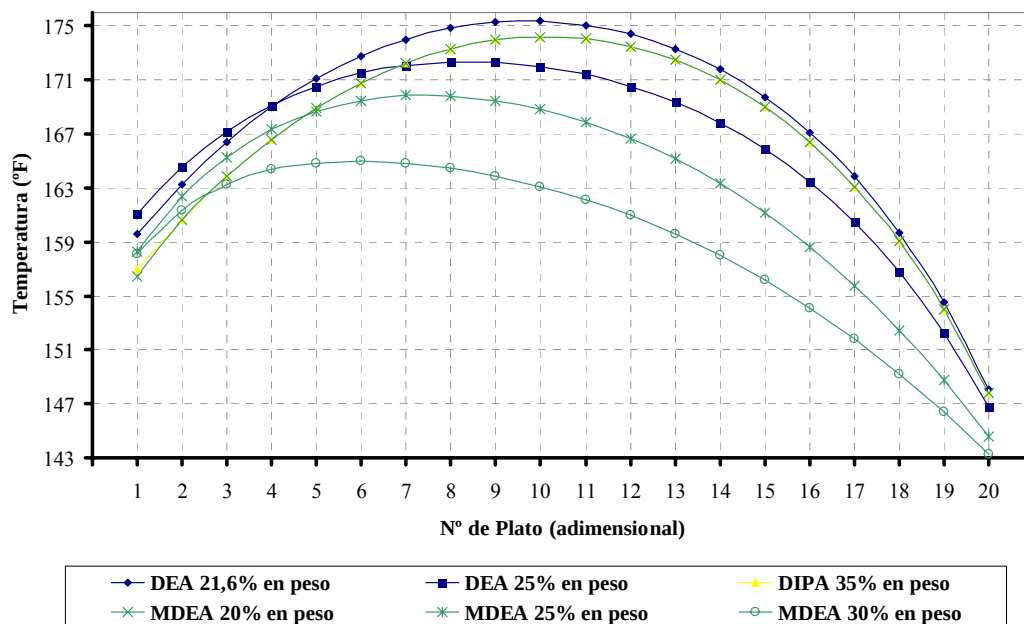


Figura 35: Perfiles de temperatura para la torre D-101 según la distintas alternativas de solventes estudiadas

Como se observa en la Figura 35, el valor máximo de temperatura es originado por el perfil correspondiente a la DEA al 21,6% en peso y el mínimo por la MDEA al 30% en peso. Para una misma amina, el valor que corresponde al máximo de temperatura disminuye en la medida que aumenta la concentración como puede observarse para la DEA y la MDEA en la Figura 35 y la Tabla 30. Como se ha explicado anteriormente, éste efecto es originado por los menores flujos asociados a las mayores concentraciones de solvente dando como resultado un perfil de temperatura menos agudo y con una localización del máximo de temperatura más elevado en la columna que el resultante para menores concentraciones pero con mayor circulación.

De igual manera puede observarse en la Figura 35, que el perfil de temperatura correspondientes a la solución basada en DIPA al 35% en peso es muy similar al obtenido por la MDEA al 20% en peso y que conjuntamente con la DEA al 21,6% proveen la localización más baja del máximo de temperatura, condición que es recomendada como óptima por la teoría. Todos los valores de los máximos de temperatura son reportados en la Tabla 30.

A continuación se presentan los perfiles de temperaturas obtenidos en el absorbedor de baja presión D-103 para las distintas soluciones de amina evaluadas en el presente trabajo.

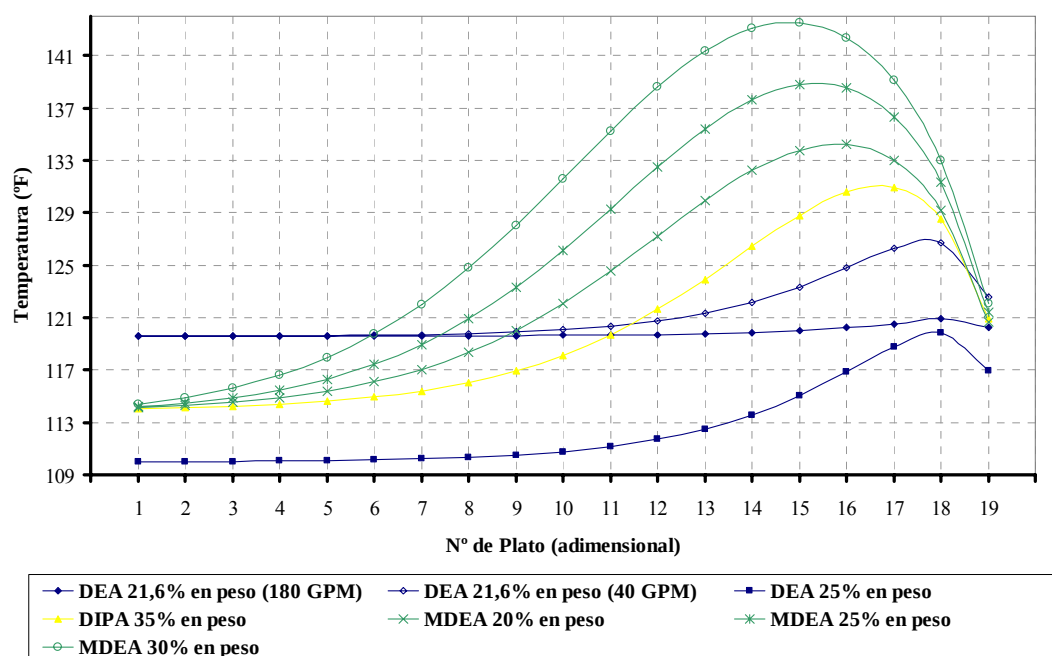


Figura 36: Perfiles de temperatura para la torre D-103 según la distintas alternativas de solventes estudiadas

Aunque la MDEA es la base más débil de las distintas opciones de solvente evaluadas, los perfiles correspondientes a las distintas concentraciones utilizadas, presentan los mayores máximos de temperatura en la operación de baja presión de la torre D-103, tal como se puede apreciar en la Figura 36. La forma casi lineal del perfil de temperatura originado por la DEA al 21,6% en peso, con un flujo de amina

pobre de 180 GPM (caso base) es el resultado de una excesiva circulación de solvente, indicando que la mayor parte de la amina presente en dicho flujo no reacciona en el absorbedor D-103, es decir, la energía originada por la reacción exotérmica no afecta de manera marcada a la temperatura de la amina descendiente por la torre debido al enorme flujo utilizado, condición que cambia al emplear una circulación de 40 GPM, tal como se puede apreciar en el perfil de temperatura correspondiente.

Con base en que la reacción de absorción tiene lugar en fase líquida, otra forma de evaluar la exotermicidad de la reacción de absorción es mediante la diferencia entre la temperatura de entrada de amina pobre y la temperatura de salida de amina rica de cada absorbedor. De tal manera, que mientras más grade sea éste valor de diferencia de temperaturas, mayor será el calor generado por la reacción. En la Tabla 30 se puede observar que para una misma amina, el valor correspondiente a la diferencia de temperaturas citada crece en la medida que aumenta la concentración de la amina en solución como resultado de la reacción a lo largo de los platos de cada torre. De esta manera, las mayores diferencias de temperatura, son obtenidas para la DEA al 25% en peso y para la MDEA al 25 y 30% en peso tanto en el absorbedor de alta presión D-101 como en el de baja presión D-103. Cabe destacar, que un valor grade de la diferencia de temperaturas entre la amina pobre y rica también es indicativo de una localización más elevada en la torre del máximo de temperatura, sobre todo en operaciones de alta presión como puede apreciarse en la Figura 35 para las soluciones de amina y concentraciones mencionadas.

En la Tabla 53 (Pág.193) reportada en la sección de anexos se puede observar que el calor de reacción con el H_2S para MDEA es inferior al correspondiente para la DIPA y que éste a su vez, es menor que el de la DEA. Mientras más bajo sea el calor de reacción, menor cantidad de energía debe aplicarse para revertir la reacción en el proceso de regeneración. Por otra parte, las alcanolaminas presentan una volatilidad mayor a la del agua lo que genera que a mayores concentraciones de una misma amina, disminuya la temperatura de burbuja de la solución, disminuyendo el calor requerido para desorber el H_2S en el proceso de regeneración llevado a cabo en la

torre D-105. Estos factores, conjuntamente con el flujo de amina pobre requerido para alcanzar la especificación de productos, la carga ácida de amina rica y la carga ácida de amina pobre asociada, explican las magnitudes del calor requerido en el rehervidor de la torre D-105 para cumplir con regeneración de la solución de amina rica del proceso de endulzamiento estudiado. Los calores requeridos son reportados en la última columna de la Tabla 30.

4.1.6.1 REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS EN LA TORRE D-105 PARA LA REGENERACIÓN DEL SOLVENTE BASADO EN DEA

Como se puede observar en la Tabla 30, fueron estudiados dos casos para la concentración de 21,6% en peso de DEA con una carga ácida de amina pobre de 0,04. El primero de ellos corresponde al caso base, es decir, un flujo de 180 GPM en la torre D-103 (magnitud que representa una circulación de amina excesiva, tal como se ha explicado anteriormente) que sumado al flujo correspondiente de 220 GPM en la torre D-101, genera una circulación total en todo el circuito de endulzamiento de 400 GPM. El segundo caso corresponde a una circulación de amina pobre en la torre D-103 de 40 GPM, lo cual resulta en un flujo total de 280 GPM. Se puede apreciar claramente el efecto del flujo total de amina sobre el calor necesario para la regeneración comparando ambos casos estudiados, es decir, para el caso base, con 400 GPM de flujo total, se obtiene un calor necesario para la regeneración de 4602 BTU/lb de H_2S , magnitud que disminuye en un 25,7% cuando es empleado 120 GPM menos de solución de amina en el caso dos. La aplicación de la DEA al 25% en peso resulta en un flujo total de amina pobre de 235 GPM en todo el circuito de endulzamiento y requiere 3221 BTU/lb de H_2S para la regeneración, lo cual representa un 30% menos que el caso base como consecuencia, principalmente, de la mayor volatilidad de la solución debido a la mayor concentración de DEA que disminuye la temperatura de burbuja de la solución de amina rica y también al menor flujo de amina pobre asociado. Es necesario destacar que aunque sea utilizada una mayor concentración de amina, con la misma carga de amina pobre, es absorbida la

misma cantidad de H_2S presente en el gas ácido tratado en cada torre para cumplir las especificaciones de productos.

4.1.6.2 REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS EN LA TORRE D-105 PARA LA REGENERACIÓN DEL SOLVENTE BASADO EN DIPA

La aplicación de la DIPA al 35% en peso, requiere un flujo total de solución de amina de 300 GPM con una carga ácida de amina pobre de 0,015, generando un requerimiento de 4563 BTU/lb de H_2S para la regeneración del solvente. Esta magnitud de calor corresponde a 0,8% menos que el requerido por el caso base (DEA al 21,6%, flujo total de 400GPM y una carga ácida de amina pobre de 0,04). De igual manera, puede verificarse en la Tabla 30 que, aunque la DIPA presenta menor calor de reacción que la DEA, el calor requerido para la regeneración de los 300 GPM de la solución al 35% en peso, es mayor que el necesario para la DEA al 21,6% en peso con un flujo total de amina pobre de 280 GPM y también que el demandado por la DEA al 25% en peso con un flujo total de 235 GPM. Esto, es resultado de la menor carga ácida de amina pobre que debe alcanzarse en el proceso de regeneración para el caso de la solución basada en DIPA, es decir, a menor carga ácida de amina pobre, mayor será el requerimiento energético en la torre de regeneración. El efecto de la carga ácida de amina pobre que debe alcanzarse en la torre D-105 tiene mayor influencia sobre el calor requerido, que el efecto del flujo total de amina rica tratado en la torre de regeneración.

4.1.6.3 REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS EN LA TORRE D-105 PARA LA REGENERACIÓN DEL SOLVENTE BASADO EN MDEA

Como se puede observar en la Tabla 30, los calores requeridos para la regeneración del solvente proporcionados por la aplicación de MDEA a las diferentes concentraciones, son mayores que los obtenidos por el empleo de las restantes opciones de solventes, aún cuando ésta alcanolamina presente el menor calor de

reacción por ser una amina terciaria. Estos resultados son debidos a la menor carga ácida de amina pobre que debe alcanzarse en el proceso de regeneración que tiene lugar en la torre D-105. Los requerimientos energéticos para la regeneración del solvente disminuyen a medida que aumenta la concentración de MDEA como resultado de los menores flujos asociados a las mayores concentraciones lo que, adicionalmente, reduce del punto de burbuja de la solución de amina rica haciendo más fácil la desorción del H_2S contenido.

Por último, con base en una localización más baja en la columna del máximo de temperatura (recomendación teórica) y a los requerimientos energéticos discutidos, entre las opciones de solventes estudiadas se destacan:

- La DEA al 21,6% en peso con la disminución de flujo de amina pobre en el absorbedor D-103, la cual provee la misma localización de los máximos de temperaturas en las torres de absorción que el caso base y un calor requerido para la regeneración 25,7% menor.
- La DIPA al 35% en peso, la cual genera la misma localización del máximo de temperatura que el caso base (plato número 10) en la torre D-101 y en el plato número 17 (contado desde el tope) para la torre D-103 y además provee un calor necesario para la regeneración del solvente 0,8% menor.
- La MDEA al 20% en peso, que aunque presente el mayor requerimiento energético en la torre de regeneración que las restantes opciones de solventes estudiadas, la localización del máximo en la torre D-101 está un plato por debajo que el caso base y en el plato número 16 de la torre D-103. Es importante destacar, que la utilización de soluciones basadas en MDEA están asociadas a menores problemas operacionales en las plantas de endulzamiento en comparación con el resto de las alcanolaminas, tales como, la corrosión, pérdidas de solvente por arrastre, reacciones secundarias (formación de sales estables al calor), etc. Razón por la cual representa una opción factible de cambio de solvente.

4.1.7 EMPLEO DEL LIBRO DE TRABAJO PARA SIMULACIONES ASPEN OSE 2004.2

Empleando la herramienta “Aspen simulation workbook” es posible observar el efecto sobre el proceso de las variables manipulables de interés, modificando los valores directamente en la hoja de cálculo de Excel ya que ésta interacciona directamente con la simulación realizada, la cual permanece totalmente transparente a la vista del usuario.

En el presente trabajo, fue realizada la mencionada interfaz de manipulación para la simulación base, es decir, para la DEA a 21,6 % en peso, la cual corresponde a las condiciones actuales de operación. La interfaz obtenida se muestra a continuación:

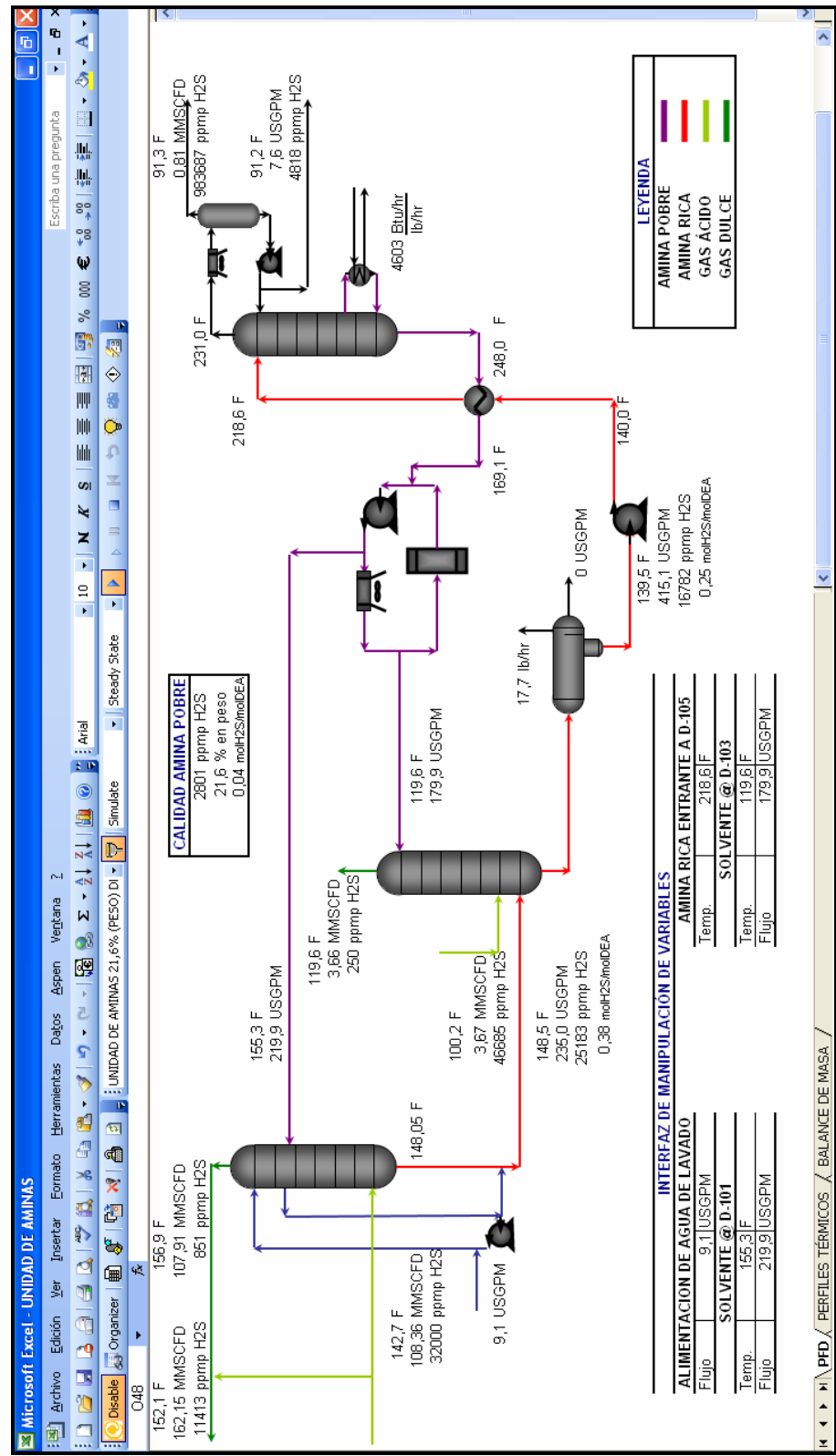


Figura 37: Interfaz de manipulación de variables en Microsoft Excel para la simulación de la Planta de Endulzamiento de Gases Ácidos a las condiciones actuales de operación

Como se muestra en la Figura 37, la herramienta “Aspen simulation workbook” permite crear una interfaz de manipulación fácil y amigable de las simulaciones realizadas en Aspen Hysys, estableciendo un vínculo directo con las hojas de cálculo de Microsoft Excel. La vinculación establecida es bidireccional, es decir, Microsoft Excel→Aspen Hysys y viceversa.

Al efectuar cualquier cambio en las variables indicadas dentro del recuadro “*INTERFAZ DE MANIPULACIÓN DE VARIABLES*”, automáticamente las restantes variables indicadas en la Figura 37 se actualizarán a los valores consonos según el cambio establecido.

Adicionalmente, la interfaz realizada muestra tres pestañas en el libro de trabajo de Microsoft Excel: “*PFD*”, “*PERFILES TÉRMICOS*” y “*BALANCE DE MASA*”. La pestaña “*PFD*” se muestra en la Figura 37 y contiene el diagrama de flujo de proceso simplificado de la planta de endulzamiento de gases ácidos. En “*PERFILES TÉRMICOS*” se muestra la variación de temperatura a través de los platos de las torres D-101 y D-103, para las condiciones de operación mostradas en la pestaña “*PFD*”. La última pestaña contiene el balance de masa global del circuito de endulzamiento.

Para las condiciones actuales de operación se obtiene la siguiente interfaz gráfica para la pestaña correspondiente a “*BALANCE DE MASA*” en el libro de trabajo de Excel:

SALIDAS											
Balance, lb/h	Gas dulce de D-101	Gas Dulce de D-103	Gas Ácido de Amina	Agua Agria	Gas de Putrga	Hidrocarburos desde D-102	Hidrocarburos desde D-104	Amina de Reposición			
H2O	1014,0	79,3	47,8	3762,2	5,1	9,9	0,0	0,0			
DEAmine	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
H2S	71,2	1,5	2942,0	18,2	2,4	0,0	0,0	0,0			
Hydrogen	18106,8	436,5	0,1	0,0	1,7	0,0	0,0	0,0			
Methane	30666,8	1346,4	0,5	0,0	4,5	0,0	0,0	0,0			
Ethane	16836,1	1303,7	0,3	0,0	2,4	0,0	0,0	0,0			
Propane	11236,2	1556,1	0,1	0,0	1,4	0,0	0,0	0,0			
i-Butane	2143,4	143,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
n-Butane	1346,0	366,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
n-Heptane	2229,0	136,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
i-Pentane	0,0	38,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
n-Pentane	0,0	33,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			
OTROS	0,0	580,9	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0			
TOTAL, lb/h	83650,5	6021,9	2990,8	3780,5	17,7	9,9	0,0	0,0			

ENTRADAS											
Balance, lb/h	Alimentación D-101	Desde DHT	Desde NHT	Agua de Lavado							
H2O	385,8	36,5	21,0	4540,1							
DEAmine	0,0	0,0	0,0	0,0							
H2S	2743,6	232,7	59,0	0,0							
Hydrogen	18116,4	312,7	116,0	0,0							
Methane	30686,6	1206,6	126,0	0,0							
Ethane	16847,5	1144,0	153,0	0,0							
Propane	11240,2	1429,6	123,0	0,0							
i-Butane	2143,4	0,0	143,0	0,0							
n-Butane	1346,1	303,3	62,0	0,0							
n-Heptane	2229,2	137,8	0,0	0,0							
i-Pentane	0,0	0,0	38,0	0,0							
n-Pentane	0,0	0,0	33,0	0,0							
OTROS	0,0	0,0	581,0	0,0							
TOTAL, lb/h	85738,0	4803,3	1455,0	4540,1							

Figura 38: Balance de masa del circuito de endulzamiento mostrada en la interfaz de Excel mediante el vinculo establecido por la herramienta Aspen Simulation Workbook

Todas las variables mostradas en las pestañas “*PERFILES TÉRMICOS*” y “*BALANCE DE MASA*” son totalmente actualizadas a partir de los cambios realizados por el usuario en la pestaña “*PDF*”.

Cabe destacar, que en el presente trabajo especial de grado se ha realizado adicionalmente de una guía gráfica de los pasos a seguir para la utilización de la aplicación Aspen Simulación Workbook (libro de trabajo Aspen OSE), la cual proporciona información descriptiva de todos los elementos que conforman a la mencionada herramienta con la finalidad de incentivar su empleo, ya que es sumamente útil, rápido y práctico el manejo de simulaciones a través de la hoja de cálculo de Microsoft Excel permitiendo realizar evaluaciones de manera sencilla y eficaz. La guía se reporta en le apéndice 3 (Pág. 165) del presente trabajo.

4.2 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

4.2.1 REALIZACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

4.2.1.1 DATOS REQUERIDOS

En la siguiente tabla se muestran la composición de las corrientes de alimentación de la planta de tratamiento de aguas agrias:

Tabla 31: Composición de las corrientes de alimentación a la planta de tratamiento de aguas agrias.

Componente	Desde DHT, (% peso)	Desde NHT, (% peso)	Desde D-105, (% peso)	Desde U.R.A, (% peso)
H ₂ O	98,4	99,7	99,6	92,2
DEA	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂ S	1,1	0,3	0,4	5,3
NH ₃	0,5	0,0	0,0	2,5
Total	100	100	100	100

Los mayores contenidos de amoníaco y ácido sulfhídrico se encuentran en la corriente proveniente de la unidad de recuperación de azufre (U.R.A), tal como se muestra en la Tabla 31.

Los flujos totales de cada alimentación, así como las condiciones de límite de batería correspondientes se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 32: Flujos y condiciones de límite de batería de las corrientes de alimentación a la planta de tratamiento de aguas agrias.

Origen	Flujo, (lb,h)	Temperatura, (°F)	Presión, (psi)
Desde DHT	46021,97	130	30
Desde NDT	13201,47	130	30
Desde D-105	7614,14	130	30
Desde U.R.As	17410,186	120	30

La capacidad total de la unidad de tratamiento de aguas agrias es 250 GPM y los flujos máscicos presentados en la Tabla 32 equivalen a 167 GPM, es decir, 66,7% de la capacidad máxima.

El equipo principal que conforma la planta de tratamiento de aguas agrias es la torre despojadora D-201, tal como se muestra en la Figura 11 (Pág. 37). Ésta torre está compuesta por un total de 42 platos de contacto, un rehervidor de fondo que se encarga de generar el calor necesario para el despojamiento y un pumparound, el cual desvía una porción del agua descendiente, proveniente del plato 6 (contado desde el tope), para disminuir la temperatura y alimentarla nuevamente en el tope (plato 1) con la finalidad de condensar parte del agua presente en el vapor ascendente para conseguir un mayor despojamiento del agua y por consiguiente una mayor concentración de H_2S y NH_3 en el producto de tope. Los 167 GPM de agua agria son alimentados al plato número 7 (contado desde el tope) demarcando dos secciones claves en la columna:

- Platos 1-6: donde predomina la condensación de parte del agua existente en el vapor ascendente.
- Platos 7-42: donde tiene lugar la mayor parte del despojamiento del H_2S y NH_3 .

Con base a la información anterior, en la Figura 11, Figura 6, y en las Tablas 31 y 32, se construyó el modelo de simulación, obteniendo para la unidad de tratamiento de aguas agrias el diagrama de flujo en la interfaz gráfica de Hysys 2004.2 mostrado en la siguiente figura:

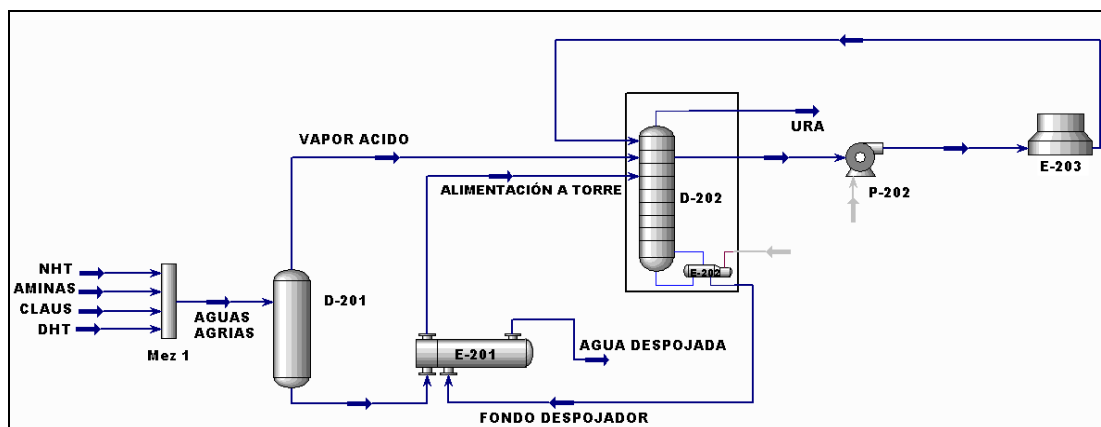


Figura 39: Diagrama de flujo de la planta tratamiento de aguas agrias en la interfaz grafica de hysys 2004.2

Seguidamente se señala la función de cada componente de simulación mostrados en la Figura 39:

- “MEZ 1”: Mezclar las diferentes alimentaciones de aguas agrias tratadas en la unidad.
- Separador “D-201”: Separar el vapor presente en la corriente total de alimentación.
- “E-201”: Precalentar la corriente de alimentación a la torre con la corriente de agua despojada del fondo de la misma, estableciendo así la integración energética de ambas corrientes.
- Torre “D-202”: Despojar el H_2S y el NH_3 presentes en el agua agria mediante la adición de calor generado en el rehervidor de fondo “E-202”.
- Pumparound: Compuesto por la bomba “P-202” y el enfriador por aire “E-203”, cuya función es desviar una porción del agua agria descendente para contribuir al despojamiento y disminuir la temperatura de tope de la torre D-201.

4.2.1.2 MODELO TERMODINÁMICO APLICADO

El paquete de de Aguas agrias de Aspen Hysys 2004.2 dispone del modelo de Sour-Peng Robinson, el cual combina la ecuación de estado de Peng-Robinson y el modelo Sour-API de Wilson para modelar los circuitos de agua agrias, es decir, éste modelo puede ser aplicado a procesos que contienen hidrocarburos, gases ácidos y agua.

En el modelo de Sour-Peng Robinson, los valores de las constantes de equilibrio (K) de la fase acuosa son calculados mediante el modelo Sour-API de Wilson. Es decir, el paquete de aguas agrias utiliza el modelo de Wilson para reproducir la ionización del H_2S y del NH_3 en la fase acuosa.

La gama de condiciones aceptadas para el modelo de Hysys varían dependiendo de la concentración de los gases ácidos y del H_2O , pero en líneas generales la aplicación de éste paquete conlleva a resultados satisfactorios cuando la presión parcial de H_2O está debajo de 100 psi, como el caso tratado en el presente trabajo.

4.2.1.2.1 SIMULACIÓN DE LA TORRE DESPOJADORA D-201

El simulador Hysys 2004.2 señala 3 grados de libertad (G.L) para la simulación de la torre despojadora D-201, lo cual indica que es necesario definir tres especificaciones para lograr la convergencia de la misma. El análisis de grados de libertad se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 33: Análisis de grado de libertad en la columna D-201.

Elementos	Cantidad de Elementos	Nº de G.L por Elemento	G.L	Especificaciones	Valor
Pumparound	2	1	2	Temperatura de retorno	130 °F
				Flujo desviado	420 GPM
Rehervidor	1	1	1	Flujo de Calor	$2,28 \times 10^7$ BTU/h
Total			3	3	-

Los valores de las variables presentadas en la Tabla 33 fueron obtenidos mediante el manual de operación y el diagrama de flujo correspondiente a la unidad de tratamiento de aguas agrias.

El método numérico seleccionado fue el *Hysim Inside-Out* debido a que es el recomendado en los casos donde existen sub-diagramas de flujo tal como fue simulado el pumparound de la torre D-201 en la interfaz gráfica de Hysys presentada en la Figura 39.

La eficiencia de la columna despojadora fue estimada por el simulador mediante un estudio del porcentaje de recuperación de los componentes que conforman la alimentación, cuyos resultados se muestran a continuación:

Tabla 34: Porcentajes de recuperación de los componentes y eficiencia de la torre D-201.

Componente	Tope del Despojador, (%)	Fondo del Despojador, (%)	Eficiencia estimada, (adim)
H ₂ S	100	0	1
NH ₃	99,7	0,1	0,99
H ₂ O	0,61	99,4	0,99
DEA	100	0	1

De forma global la eficiencia estimada es igual a la unidad. Se aprecia igualmente en la Tabla 34, que el porcentaje de recuperación del amoníaco es inferior al sulfuro de hidrógeno, como consecuencia de la mayor dificultad de remoción de este componente debido a su alta solubilidad en agua. Es inevitable la presencia de agua en los vapores resultantes de la torre D-201 como consecuencia del calor aplicado para el despojamiento, sin embargo, el porcentaje de éste componente en la corriente de tope está limitado a un máximo de 20% en peso para evitar problemas en la unidad de recuperación de azufre. En los resultados obtenidos, sólo un 0,61% del agua presente en la alimentación de la torre está presente en los vapores de tope, lo cual representa un 19% en peso de la composición.

4.2.2 VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Seguidamente se presentan las especificaciones de las propiedades del agua despojada según el manual de operación de la unidad, así como los resultados obtenidos en la simulación realizada.

Tabla 35: Cumplimiento de las especificaciones del agua despojada obtenidas por la simulación.

Componente	Especificación, (ppmp)	Simulación, (ppmp)
H ₂ S	≤ 5	0,5
NH ₃	≤ 25	9,4
DEA	≤ 5	0,0
pH	7-8	7,1

Como se observa en la Tabla 35, los resultados obtenidos mediante la simulación realizada cumplen adecuadamente las especificaciones del agua despojada. De igual manera, se aprecia que el componente que se encuentra en mayor proporción es el amoníaco debido a su mayor solubilidad en agua, es decir, su mayor dificultad para la remoción.

Los resultados obtenidos para la composición del gas ácido de tope de la torre D-201, se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 36: Validación de la composición de gas ácido.

Componente	Composición de Gas Ácido, (% en peso)		% de Error
	Planta	Simulación	
H ₂ O	19,0	18,7	1,7
DEA	0,0	0,0	0,0
NH ₃	23,2	25,2	8,4
H ₂ S	57,8	56,1	2,9

El mayor porcentaje de error, como se verifica en la la Tabla 36, fue obtenido para la composición de gas ácido correspondiente al amoníaco, sin embargo, se

encuentra dentro del criterio tomado de 10% de error. También puede observarse en ésta tabla que el gas de tope de la torre despojadora D-201 está conformado principalmente de H_2S , motivo por el cual éste gas es enviado a la unidad de recuperación de azufre.

A continuación se presentan los resultados de la validación de las variables de operación correspondientes a la unidad.

Tabla 37: Resultados obtenidos para la validación de las variables de operación en la simulación de la planta de tratamiento de aguas agrias.

Flujos de Operación			
Variable	Planta	Simulación	Error (%)
Alimentación de Agua Agria, GPM	167,0	<i>Especificado</i>	-
Flujo de gas a URA, MMSCFD	1,00	1,02	2
Agua Despojada, GPM	160,0	160,7	0,4
Temperaturas de Operación			
Variable	Planta	Simulación	Error (%)
Alimentación de D-201, °F	177,53	<i>Especificado</i>	-
Temperatura de Tope de D-201, °F	183,1	183,4	0,16
Temperatura de fondo de D-201, °F	257,0	250,2	2,6
Temperatura de entrada a E-203, °F	206,7	205,0	0,8
Temperatura de salida de E-203, °F	130,1	<i>Especificado</i>	-

En la Tabla 37 se observa que la simulación realizada reproduce de manera adecuada las variables de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias, encontrándose todos los errores obtenidos dentro del criterio del 10% fijado y obteniendo el mayor porcentaje de error (2,6%) en la temperatura de fondo de de la torre D-201.

La gráfica que a continuación se presenta contiene los perfiles de concentración de ácido sulfhídrico y la amoniaco, así como la variación de la relación mol de NH_3 /mol de H_2S a lo largo de la torre despojadora D- 201.

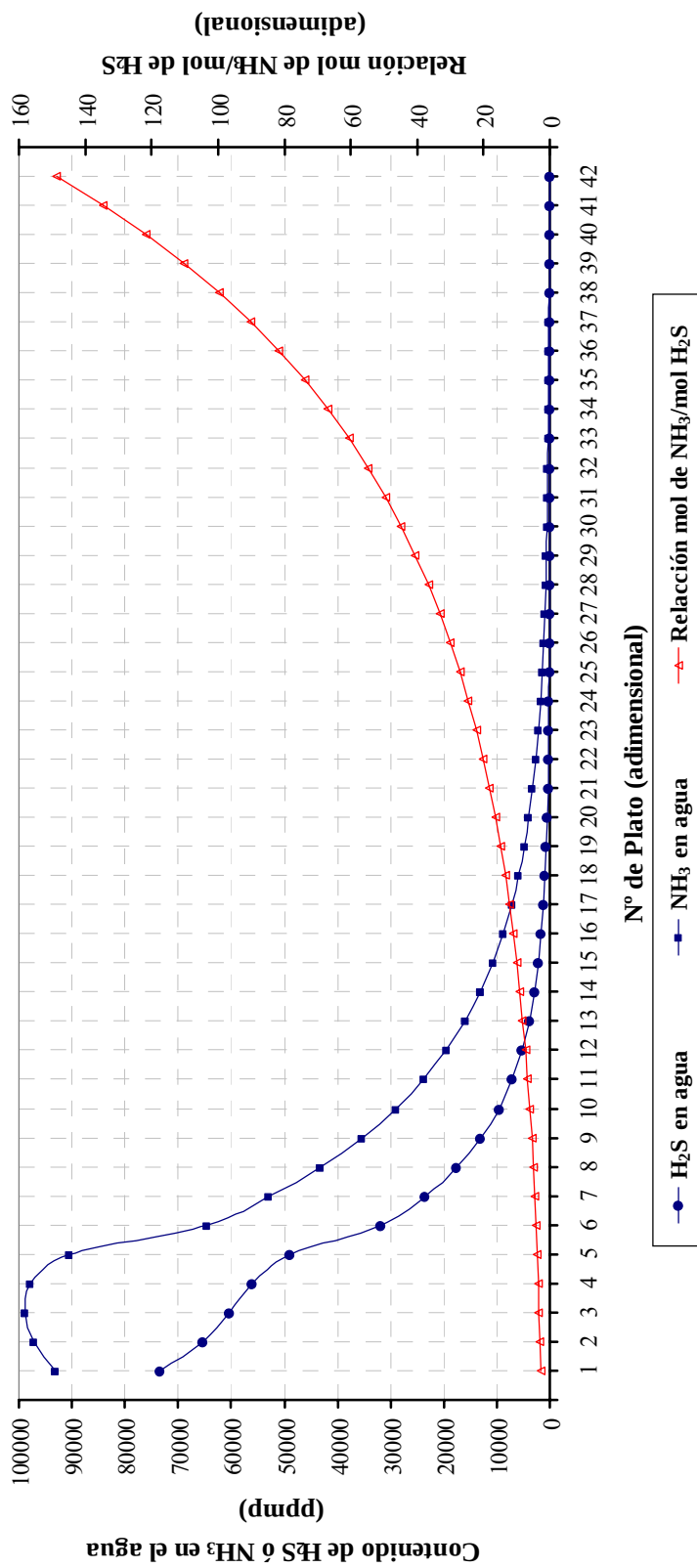


Figura 40: Perfiles de concentración de H₂S y NH₃ en el agua y variación de la relación mol de NH₃/mol de H₂S a lo largo de la torre D-201. (Platos contados desde el tope)

En la Figura 40 puede observarse claramente como la concentración de H_2S y NH_3 disminuye a medida que el agua agria desciende por la columna despojadora D-201. Como se mencionó anteriormente, en los platos 7 hasta el 42 tiene lugar la mayor parte del despojamiento y comparando los perfiles de concentración presentados en la Figura 40, puede observarse que la remoción del H_2S en éstos platos es mayor a la del NH_3 como resultado de la mayor dificultad de remoción de éste último componente, asociada a su mayor solubilidad en agua.

El efecto de la circulación de agua agria en los platos 1-6 generada por el pumparound de tope de la torre despojadora, también puede apreciarse en los perfiles de concentración de NH_3 y H_2S del agua en éstos platos, donde se observa que el comportamiento correspondiente difiere con el resto de la torre, presentando para el perfil de concentración de NH_3 un punto de inflexión en el plato número 6. La explicación del mencionado efecto se basa principalmente en las dos razones expuestas a continuación:

- ***Disminución de la temperatura del agua recirculada mediante el pumparound.***

El efecto de ésta disminución de temperatura resulta en la condensación de una porción del agua presente en el vapor que asciende por la columna, lo cual genera que la concentración de H_2S en el agua descendente disminuya como resultado de la adición del agua condensada. Como puede observarse en el perfil de concentración de H_2S en el agua para los platos 1-6, presentado en la Figura 40, el despojamiento de ácido sulfhídrico en éstos platos es inferior al que tiene lugar en el resto de la torre D-201, lo cual es debido a que el proceso predominante en los platos 1-6 es la condensación del agua presente en el vapor, a diferencia de los platos 7-42 donde predomina el despojamiento.

- ***La mayor solubilidad en agua del amoníaco.*** Como se ha mencionado anteriormente, esto trae como consecuencia una mayor dificultad para el despojamiento del NH_3 presente en el agua agria, lo cual genera que el agua recirculada en la columna mediante el pumparound de tope de la torre D-201 sea rica en amoníaco reflejándose en el incremento de concentración de NH_3 en el

perfil de concentración del agua descendente presentado en la Figura 40. Es decir, el punto de inflexión que presenta el perfil de concentración de amoníaco es consecuencia de la recirculación de agua rica en éste componente originada por el pumparound de tope.

Por último, la Figura 40 también presenta que la relación mol de NH_3 / mol de H_2S aumenta a medida que el agua desciende por la columna como resultado de la mayor facilidad de despojamiento que presenta el H_2S en comparación con el NH_3 , es decir, el denominador de la ecuación de relación disminuye de forma más rápida que el numerador mientras que ocurre el despojamiento de éstos componentes a lo largo de la torre D-201.

4.2.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

A continuación se presentan los análisis de sensibilidad realizados a partir de la simulación realizada de la planta de tratamiento de aguas agrias.

4.2.3.1 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS DE LA TORRE D-201 SOBRE LA REMOCIÓN DE H_2S Y NH_3

Una vez realizada la simulación de la planta de tratamiento de aguas agrias fue estudiado el efecto de la variación de los platos de despojamiento de la columna D-201 con la finalidad de verificar la remoción del ácido sulfhídrico y amoníaco mediante la concentración de éstos componentes en el gas ácido de tope y el agua tratada resultante.

Es importante destacar, que en el presente estudio se mantienen constantes los platos que abarca el pumparound de enfriamiento de tope, es decir, que los platos añadidos o eliminados en la simulación para el presente análisis corresponden al fondo de la columna, aumentando o disminuyendo respectivamente la zona de despojamiento. En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos:

Tabla 38: Resultados de la variación del número de platos de la torre D-201 sobre la remoción de H_2S y NH_3 .

Número de platos de la torre D-201	Composición en el gas ácido, (% en peso)		Composición del agua tratada, (ppmp)	
	H_2S	NH_3	H_2S	NH_3
38	48,2	21,4	0,6	9,4
39	50,5	22,4	0,6	9,4
40	52,1	23,3	0,5	9,4
41	54,4	24,3	0,5	9,4
42	56,1	25,2	0,5	9,4
43	57,9	26,1	0,5	9,4
44	59,8	27,1	0,4	9,4
45	61,6	28,0	0,4	9,4
46	63,5	29,0	0,4	9,3
Diferencia entre la composición máxima y mínima	15,3	7,6	0,2	0,1

En la Tabla 38 está resaltado el número de platos actuales que conforman a la torre D-201, así como los resultados del despojamiento obtenido por los mismos.

Como puede observarse mediante la composición de gas ácido mostrada en la Tabla 38, las concentraciones de H_2S y NH_3 en el gas de tope de la torre aumentan en la medida que aumenta el número de platos como resultado del mayor despojamiento. Debido a la baja magnitud de las composiciones de H_2S y NH_3 en el agua tratada resultante de la torre D-201, los efectos de la variación del número de platos no se aprecian de manera notoria en las composiciones correspondientes y presentadas en las dos últimas columnas en la Tabla 38, sin embargo, se observa que ambas concentraciones disminuyen con el aumento del número de platos. De esta manera, a medida que crece la zona de despojamiento (aumento del número de platos) las concentraciones de H_2S y NH_3 aumentan en el gas ácido de tope y disminuyen en el agua agria resultante.

Las diferencias entre las composiciones máximas y mínimas obtenidas por la variación del número de platos expuesta en la Tabla 38 también explica la dificultad de remoción del amoniaco. Es decir, con la variación de 8 platos de despojamiento evaluada se obtiene una diferencia de 15,3% en peso en la composición de H_2S del gas de tope, mientras que sólo se obtiene una diferencia de 7,6% en peso para el NH_3 ,

indicando una menor remoción del amoniaco contenido en el agua agria en comparación con la alcanzada para el ácido sulfhídrico.

4.2.3.2 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL PLATO DE ALIMENTACIÓN DE AGUA AGRIA A LA TORRE D-201

La localización del plato de alimentación de agua agria a la torre despojadora D-201 define las dos secciones claves existentes en la columna, es decir, por encima del plato de alimentación se encuentran las etapas que abarca el pumparound de tope (platos 1-6), donde el proceso predominante es la condensación de una porción del agua existente en el vapor ascendente, y por debajo del plato de alimentación, se ubica la zona de mayor despojamiento del H_2S y NH_3 contenido en el agua agria (platos 7-42).

De esta manera, al subir la localización del plato de alimentación disminuye los platos abarcados por el pumparound de tope y aumenta la zona de mayor despojamiento. Por el contrario, cuando se alimenta el agua agria en un plato inferior, aumenta el número de platos que conforman la recirculación de agua generada por el pumparound de tope y disminuye los platos que integran la zona de mayor despojamiento. A continuación se muestran los resultados obtenidos:

Tabla 39: Resultados de la variación del plato de alimentación de agua agria a la torre D-201.

Localización del plato de alimentación (contados desde el tope)	Platos que abarca el Pumparoun de enfriamiento, (adimensional)	Platos que integran la zona de mayor despojamiento de H_2S y NH_3 , (adimensional)	Composición en gas ácido, (% en peso)		Temperatura de tope de la torre D-201, (°F)
			H_2S	NH_3	
3	3	39	57,4	26,0	188,4
4	4	38	57,1	25,9	186,3
5	5	37	56,5	25,5	184,6
6	6	36	56,1	25,2	183,4
7	7	35	55,3	24,8	181,3
8	8	34	54,8	24,4	179,6
9	9	33	54,2	24,3	178,4

Las mayores concentraciones H_2S y NH_3 en el gas de tope de la torre despojadora están asociadas al mayor despojamiento de éstos componentes desde el agua agria. En la Tabla 39 se puede observar que a medida que sube la localización del plato de alimentación, aumenta la concentración del H_2S y NH_3 del gas resultante de la torre D-201. Este efecto es consecuencia del aumento de los platos integrantes de la zona de mayor despojamiento.

La función principal del pumparound de la columna D-201 es disminuir la temperatura en los platos superiores con la finalidad de condensar parte del agua contenida en el vapor ascendente y así aumentar las concentraciones de H_2S y NH_3 en el flujo de tope, previniendo además el excesivo contenido de agua, lo cual afecta negativamente el proceso de recuperación de azufre para el cual se dispone ésta corriente. Por lo tanto, al disminuir las etapas que abarca el pumparound de tope, debido a la localización superior del plato de alimentación, aumenta la temperatura del gas resultante como resultado de la menor transferencia de calor debido al menor número de platos, tal como se aprecia en la Tabla 39.

4.2.3.3 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL REFLUJO DEL PUMPAROUND DE ENFRIAMIENTO DE LA TORRE DESPOJADORA SOBRE LAS CANTIDADES DE H_2S Y NH_3 REMOVIDAS

La cantidad de agua recirculada mediante el pumparound de tope esta directamente relacionada con la composición y temperatura de la corriente de tope de la torre D-201, lo cual es la base del presente estudio.

Para la realización de este análisis se llevó a cabo un caso de estudio donde el flujo de desvío hacia el pumparound de enfriamiento representa la variable independiente y la temperatura de la corriente tope, así como su composición, constituyen las variables dependientes. Los resultados se muestran en la siguiente gráfica:

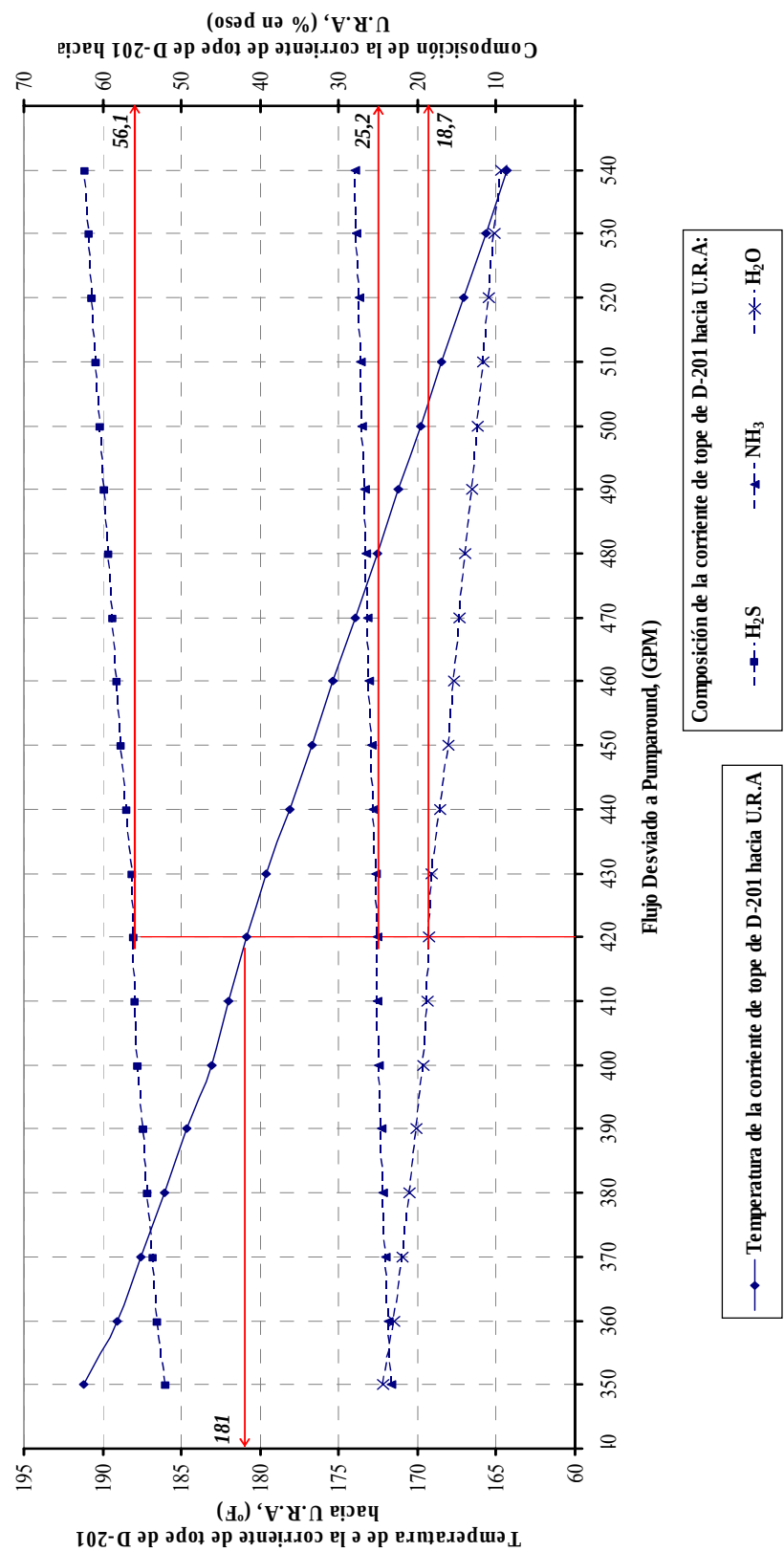


Figura 41: Efecto del flujo hacia el pumparound sobre la remoción de H_2S y NH_3 removidos

Los puntos representados en la Figura 41 corresponden a la operación actual de la planta. En la gráfica se aprecia el efecto directo de la variación del flujo hacia el pumparound (cantidad de agua recirculada) sobre la temperatura de la corriente de tope de la torre y por consiguiente en la composición de la misma.

El control de la temperatura de tope es muy importante en la planta de tratamiento de aguas agrias, ya que si ésta sube demasiado saldrá mucho vapor de agua por el tope, el cual no debe ir a U.R.A debido a que afecta de manera negativa el proceso de recuperación de azufre. Si por el contrario la temperatura de tope es demasiado baja (aproximadamente 170°F), el H_2S y NH_3 reaccionan en la fase gaseosa para formar la sal sólida de hidrosulfuro de amonio, la cual es sumamente corrosiva y además ocasiona taponamiento.

De esta manera, la temperatura de tope debe ser mayor a 170°F pero garantizando que el contenido de agua en el producto de tope dirigido hacia U.R.A sea inferior a 20% en peso.

En la Figura 41 se puede observar que a medida que disminuye el flujo de agua agria hacia el pumparound, la temperatura de la corriente de tope aumenta debido a que menor cantidad de agua está disponible para la transferencia de calor y por consiguiente es condensada menor cantidad de agua presente en el vapor ascendente generando un aumento de este componente en la corriente dirigida hacia la planta de recuperación de azufre.

El siguiente rango de aplicación para el flujo hacia el pumparound, resulta del presente análisis basado en la Figura 41.

Tabla 40: Rango recomendado para el flujo hacia el pumparound.

Flujo Hacia Pumparound, GPM	400 (min.)	500 (máx.)
Temperatura, °F	183,1	169,8
Composición de corriente de tope		
H_2S , (% en peso)	55,5	60,3
NH_3 , (% en peso)	25,0	27,1
H_2O , (% en peso)	19,4	12,5

Como se aprecia en la Tabla 40, el rango recomendado del flujo hacia el pumparound (agua recirculada en los platos 1-6) es 400-500 GPM para cumplir con las restricciones antes mencionadas. Por debajo de 400 GPM, la corriente de tope contendrá más de 20% en peso de agua, lo cual, generará problemas en la planta de recuperación de azufre, y por encima de 500 GPM la temperatura será inferior a 170 °F provocando la reacción indeseada de formación del hidrosulfuro de sodio.

4.2.4 EMPLEO DEL LIBRO DE TRABAJO PARA SIMULACIONES ASPEN OSE 2004.2

Con la finalidad de implementar una interfaz amigable y de fácil manipulación para la simulación realizada de la unidad de tratamiento de aguas agrias de la refinería en estudio, se utilizó la herramienta de Aspen Simulation Workbook, obteniendo la interfaz en la Microsoft Excel presentada en la Figura 42

Para una información más detallada de la realización de la mencionada interfaz de manipulación, se remite al lector al apéndice 3 (Pág. 165), donde se expone una guía de consulta rápida para el empleo del libro de trabajo ASPEN OSE 2004.2, elaborada adicionalmente en el presente trabajo especial de grado, para incentivar el uso de esta herramienta y además detallar los pasos seguidos en el desarrollo del vínculo entre las simulaciones realizadas en Hysys 2004.2 y las hojas de cálculo de Excel.

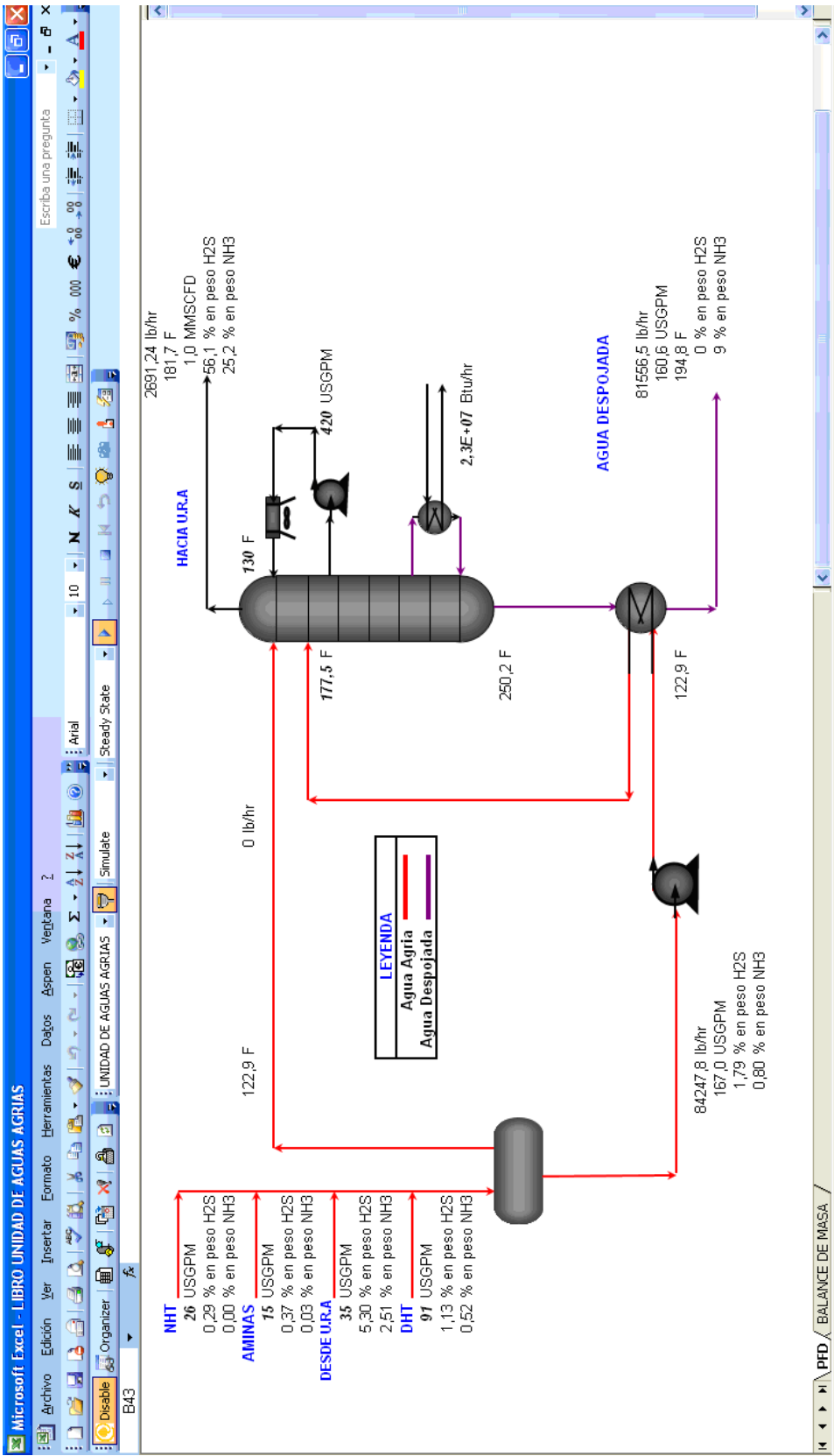
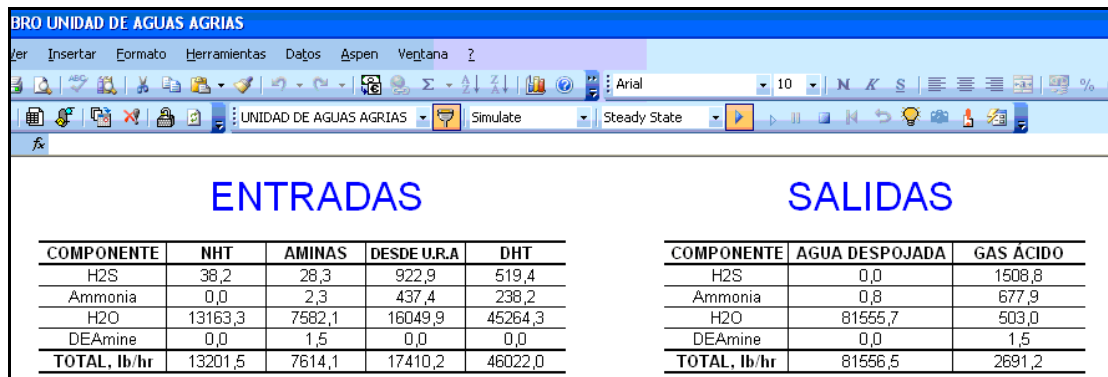


Figura 42: Interfaz de manipulación de variables en Microsoft Excel para la simulación de la unidad de tratamiento de aguas agrias a las condiciones actuales de operación

Los números presentados en *cursiva* de la Figura 42 son los correspondientes a las variables que pueden ser manipuladas en la interfaz de Microsoft Excel. Todas las variables son actualizadas a partir de cualquier cambio suministrado por el usuario.

La interfaz de manipulación consta de dos hojas de trabajos: el diagrama de flujo simplificado de la unidad de aguas agrias (“PFD”) y el balance de masa correspondiente (“BALANCE DE MASA”).

En la siguiente figura se presenta el balance de masa para las actuales condiciones de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias obtenido en la interfaz gráfica de Microsoft Excel mediante la aplicación del libro de trabajo ASPEN OSE 2004.2:



ENTRADAS					SALIDAS		
COMPONENTE	NHT	AMINAS	DESDE U.R.A	DHT	COMPONENTE	AGUA DESPOJADA	GAS ÁCIDO
H2S	38,2	28,3	922,9	519,4	H2S	0,0	1508,8
Ammonia	0,0	2,3	437,4	238,2	Ammonia	0,8	677,9
H2O	13163,3	7582,1	16049,9	45264,3	H2O	81555,7	503,0
DEAmine	0,0	1,5	0,0	0,0	DEAmine	0,0	1,5
TOTAL, lb/hr	13201,5	7614,1	17410,2	46022,0	TOTAL, lb/hr	81556,5	2691,2

Figura 43: Balance de masa del circuito de tratamiento de aguas agrias a en la interfaz de Excel mediante el vínculo establecido por la herramienta Aspen Simulation Workbook

Con la implementación de la interfaz de manipulación en Microsoft Excel se pueden realizar estudios rápidos y eficaces del efecto de las variables manipuladas sobre el proceso, según cualquier cambio suministrado por el usuario.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

A continuación se presentan las conclusiones de las evaluaciones realizadas a través de las simulaciones de la unidad de endulzamiento de gases ácidos y tratamiento de aguas agrias mediante el uso del simulador ASPEN HYSYS 2004.2 en estado estacionario.

Conclusiones generales:

- Los paquetes ofrecidos por el simulador Aspen Hysys 2004.2 para modelar el endulzamiento de gas y el tratamiento de aguas agrias, cubren un amplio rango de aplicación y reproducen de manera adecuada las fuertes interacciones de electrolitos que caracterizan a ambos procesos.
- Los modelos de simulación contruidos reproducen satisfactoriamente la operación de la unidad de endulzamiento de gases ácidos y de tratamiento de aguas agrias.
- El método termodinámico de Li-Mather, para la simulación de plantas de tratamiento de gases ácidos con aminas, cubre un mayor rango de aplicación en comparación con el método de Kent & Eisenberg, por lo cual es recomendado para la realización de análisis de sensibilidad, tales como los cambios de concentración y de solvente evaluados en el presente trabajo.
- Es sumamente útil y práctico el manejo de las simulaciones realizadas a través de la hoja de cálculo de Microsoft Excel, logradas mediante el empleo de la aplicación del libro de trabajo Aspen OSE, ya que permite realizar evaluaciones de manera rápida, sencilla y eficaz.

Con respecto a la unidad de endulzamiento de gases ácidos:

- Es de mucha importancia que los perfiles de temperaturas de las torres de absorción en las simulaciones realizadas cumplan la tendencia teórica ya ésta condición garantiza resultados coherentes en la evaluación de distintas condiciones de operación.
- La amplitud y ubicación del perfil de temperatura de la torre de absorción D-101 depende directamente de la alta presión de operación de la columna, al alto contenido de H_2S en el gas ácido tratado y a la rapidez de la reacción de absorción.
- Debido a que las variables principales de operación, como el calor requerido en la regeneración, no presentan ningún cambio significativo en la operación sin lavado con agua y adicionalmente, a la existencia física actual del sistema de lavado en la columna de absorción D-101, no es recomendable la eliminación del mismo ya que éste recobra 0,075 libras por hora de amina arrastrada, es decir, el 90,4% de la amina presente en el gas.
- La cantidad de agua de lavado alimentada, tiene un efecto notorio en la relación de reflujo empleada en la torre de regeneración D-105. A mayor cantidad de agua de lavado alimentada es necesaria una menor relación de reflujo en el circuito de tope.
- La carga ácida de amina pobre desfavorece en mayor medida la absorción de H_2S a baja presión llevada a cabo en la torre D-103, en comparación con la operación de alta presión que tiene lugar en la torre D-101.
- Actualmente se utiliza una circulación de amina pobre excesiva en la torre D-103, por lo cual se recomienda disminuirla de 180 GPM a 40 GPM con lo cual se mantiene la especificación deseada de H_2S en el gas combustible y disminuye el calor requerido para la regeneración en un 25,7%.

- El uso de DIPA como solvente está limitado a una concentración máxima de 35% en peso y a cargas ácidas de amina pobre inferiores a 0,02 (mol de H_2S /mol de DIPA) en el circuito de endulzamiento estudiado, generando un requerimiento energético para la regeneración 0,8% menor que el necesario para las condiciones actuales de operación.
- El uso de MDEA como solvente está limitado a concentraciones inferiores a 30% en peso, siendo 20% en peso la concentración recomendada en el circuito de endulzamiento estudiado.
- La utilización de soluciones de MDEA evaluadas implican un mayor requerimiento energético que el resto de las aminas consideradas debido principalmente a las bajas cargas ácidas de amina pobre recomendadas en las condiciones típicas de operación.

Con respecto a la unidad de tratamiento de aguas agrias:

- El rango recomendado para el flujo hacia el pumparound D-201 es de 400 a 500 GPM, debido a que por debajo de 400 GPM la corriente de tope contendrá más de 20% en peso de agua, lo que se traduce problemas en la planta de recuperación de azufre, y por encima de 500 GPM la temperatura será inferior a 170 °F provocando la reacción indeseada de formación del hidrosulfuro de sodio.

CAPÍTULO VI

RECOMENDACIONES

En esta sección se presentan una serie de recomendaciones, determinadas con la finalidad de servir de guía a trabajos posteriores con temas similares al presente:

- Emplear el paquete de OLI-Electrolytes disponible en el simulador Aspen Hysys con el fin de ampliar los alcances logrados en el presente trabajo especial de grado, incluyendo la formación de sólidos en la unidad de endulzamiento.
- En el cumplimiento de los objetivos planteados en el presente trabajo especial de grado han sido usadas distintas versiones del libro de trabajo Aspen OSE, por lo cual se recomienda emplear las versiones superiores a la 2004.2, ya que ésta presenta diversas dificultades para vincular las simulaciones realizadas con la hoja de cálculo de Microsoft Excel.

CAPÍTULO VII

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aspen Hysys ® 2004.2: Simulation Basis, Aspen Technology, Inc., USA (2005)
- Aspen Hysys ® 2004.2: Tutorials & Applications, Aspen Technology, Inc., USA (2005)
- Aspen Hysys ® 2004.2: User Guide. Aspen Technology, Inc., USA (2005)
- Astarita, G., Savage G. y Attilio B. (1983). Gas Treating with Chemical Solvents, Nueva York:John Wiley & Sons inc.
- Bullin J., Polasek J. y Holmes J. (1981). Optimization of New and Existing Amine Gas Sweetening Plants Using Computer Simulation. Bryan Research and Engineering, Inc., Technical Papers.
- Bullin, J. y Polasel J. (1984). Selecting Amines for Sweetening Units. Bryan Research and Engineering, Inc., Technical Papers, pp 1-9.
- Campbell, M. (1974), Gas And Liquid Sweetening, 2dh Edition. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series. 873 p.
- Gas Treating Products and Technology (1997), The HUSTMAN Gas Treating Team, HUSTMAN Copporation.
- Felder, R. y Rousseau R. (1986). Principios Elementales De Los Procesos Químicos, segunda Edición. México: Addison-Wesley Iberoamericana. 456 p.

- Gutiérrez, Cesar E. (2003). Modelaje y Simulación De Absorción y Despojamiento para el Hidrotratamiento de Diesel. Trabajo especial de grado. Universidad Simon Bolivar, Sartenejas.
- HUNTSMAN (2003). Gas treating. People, Products and Technology Working for you. Huntsman Corporation.
- Hsiao-Li, L. (1987). Simulation Of Alkanolamine Sweetening Processes. Oklahoma: U.M.I. 356 p.
- Kister, H.Z. (1995) Troubleshoot Distillation Simulations. Chemical Engineering Progress. Junio, 63-68 p.
- Kohl A. y R. Nielsen, (1997). Gas Purification, 5ª edición. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company. 1395 p.
- Lee S.-Y., Lee I.-B., Lee D. Y Lee J.-M. (2002). Dynamic simulation of the sour water stripping process and modified structure for effective pressure control. Department of Chemical Engineering, Pohang University of Science and Technology, Coree, Republique D.E.
- Lee S.-Y., Lee I.-B., Lee D. Y Lee J.-M. (2003). Stripping Of Sour Water Through An Industrial-Scale Simulation. Department of Chemical Engineering, Pohang University of Science and Technology, Coree, Republique D.E.
- Liberman, N. (1986). Traubleshooting Natural Gas Procesing. Tulsa, Oklaoma: PennWell Publishing Company.
- Lundsfor K. y Bullin A. (2001) Optimization of Amine Sweetening Units. Bryan Research and Engineering, Inc., Technical Papers, pp 1-14.
- Lunsford K y Bullin A. (1996) Optimization of Amine Sweetening Units. New York: American Institute of Chemical Engineers.

- Maioli G., Guruchaga G. y Raventos M. (2003). Guías para el diseño, operación y mantenimiento de plantas de tratamiento con aminas. Tecna S. A.
- Morales G., Cabrera D., Tirado G. y Mercado L. (2002). Selección De Aminas Para Unidades De Endulzamiento De Gas Natural. Facultad De Ingeniería - Consejo De Investigación INIQUI – Universidad Nacional De Salta.
- Pacheco, H. (2002). Formación de espumas en plantas de aminas. Primeras Jornadas Sobre Operación y Mantenimiento de Plantas de Aminas, Chaco S.A, Bolivia
- PDVSA-INTEVEP, S.A. (2002) Manual de Operaciones de la Unidad de Amina. Revisión N° 2. Los Teques, Venezuela.
- PERRY, R.H. (2001) Manual del Ingeniero Químico (Vol 3), sexta edición. México, Editorial Mc Graw Hill
- Presentación Repsol (2005). Disponible en:
www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/rtorra/introduc_tratam_gas1.ppt (Noviembre 2007)
- Sheylan M., Spooner B y van Hoorn E. (2007). Amine Treating and Sour Water Stripping, 3d edition. Canada: Amine Experts. 501 p.
- Solomons, T.(1992). Fundamentos de química orgánica. Limusa, México. 893 p.

CAPÍTULO VIII

APÉNDICES

8.1 OBTENCIÓN Y ANÁLISIS DE DATOS OPERACIONALES

Para la obtención de los valores de las variables a emplear en la construcción y validación de las simulaciones, se utilizó la herramienta en línea ASPEN PROCESS EXPLORER. Ésta herramienta ofrece de manera eficaz los datos operacionales históricos actuales de todas las operaciones y procesos que conforman a las refinerías a nivel nacional, dentro de las cuales se encuentra la refinería a la que pertenece el circuito de endulzamiento de gas y tratamiento de aguas agrias estudiados.

En la interfaz del programa ASPEN PROCESS EXPLORER se llevan a cabo los siguientes pasos:

1. Selección de la refinería en estudio.
2. Elección de los procesos a los que pertenecen los circuitos que se desean analizar.
3. Señalar las variables requeridas para el análisis.
4. Ingresar el periodo de tiempo de descarga de datos.
5. Descargar datos operacionales.

Para el periodo de tiempo seleccionado, ASPEN PROCESS EXPLORER proporciona un valor promedio diario de cada variable de operación, obteniéndose de esta manera, un conjunto de valores para cada variable que, en conjunto, describen el funcionamiento global de los circuitos que se desean analizar.

8.1.1 ECUACIONES EMPLEADAS PARA EL ANALISIS DE DATOS

Con el objetivo de reducir el conjunto de valores en el tiempo de cada variable a una sola magnitud representativa, se realizó el cálculo del promedio (medida de tendencia central) de los valores diarios de cada variable, y fue estimada la desviación estándar como medida de dispersión y comparación. Las ecuaciones estadísticas empleadas se muestran a continuación:

8.1.1.1 MEDIA ARITMÉTICA (PROMEDIO)

$$\bar{\mu} = \frac{1}{n} \times \sum_{\text{Fecha_inicial}}^{\text{Fecha_final}} X_i \quad \text{Eq (2)}$$

Donde:

$\bar{\mu}$: Promedio de variables de operación correspondiente al período.

X_i : Variable de operación correspondiente al día “i”.

n : Número de días que conforman al período.

8.1.1.2 DESVIACIÓN ESTÁNDAR

$$S = \frac{1}{n-1} \times \sqrt{\sum_{\text{Fecha_inicial}}^{\text{Fecha_final}} (X_i - \bar{\mu})^2} \quad \text{Eq (3)}$$

Donde

S : Desviación estándar correspondiente al período de evaluación.

8.1.2 SELECCIÓN DE DATOS OPERACIONALES PARA LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

Fueron descargados los datos operacionales correspondientes a las variables de interés para un tiempo de 6 meses, comprendido desde el 28/7/07 hasta el 24/1/08, identificándose tres periodos de tiempo de acuerdo a la consistencia en el tiempo de los valores de todas las variables involucradas en el sistema. Los periodos estudiados son mostrados en la siguiente tabla:

Tabla 41: Períodos de tiempo analizados para la planta de gases ácidos.

	Inicio	Fin	Días
Período 1	06/08/2007	25/09/2007	49
Período 2	07/10/2007	06/01/2008	89
Período 3	14/01/2008	06/02/2008	22

Los días que conforman los periodos mostrados en la Tabla 41 están representados por un valor promedio diario de la variable implicada.

A continuación se muestran los resultados del análisis llevado a cabo sobre cada una de las variables operacionales implicadas. En la gráfica de referencia mostrada se distinguen claramente los periodos de evaluación señalados en la Tabla 41. Los datos representados con cruz (+) no fueron tomados en cuenta en el cálculo del promedio y desviación estándar debido a que presentan un comportamiento irregular y constante en todas las gráficas.

8.1.2.1 FLUJOS DE OPERACIÓN

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para los flujos de operación:

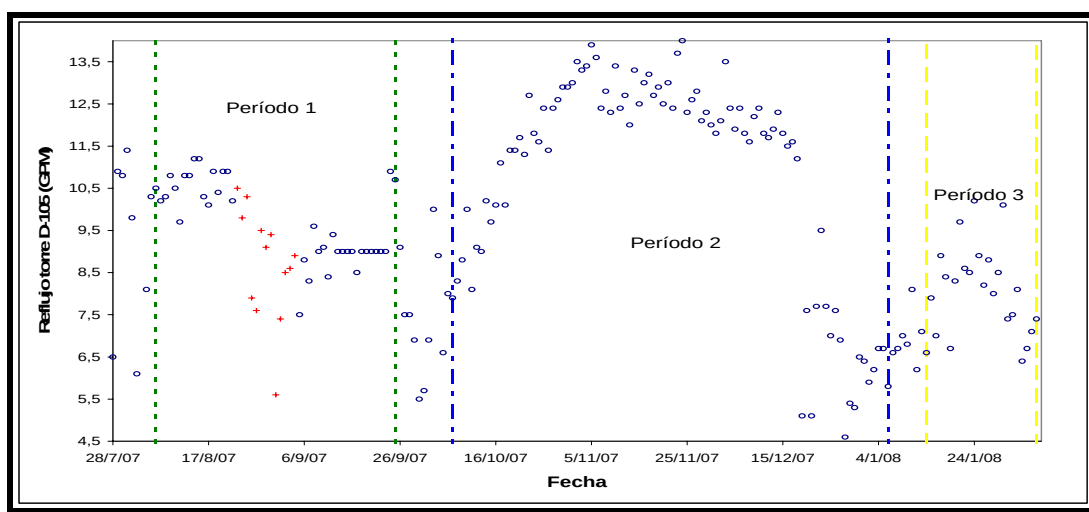


Figura 44: Reflujo de la torre de regeneración

Tabla 42: Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de alta presión D-101, (GPM)	$\bar{\mu}$	220,8	219,6	220
	S	0,99	1,5	0,07
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de baja presión D-103, (GPM)	$\bar{\mu}$	179,9	144,9	160
	S	0,06	0,21	0,05
Flujo de Bypass de gas de reciclo ácido, (MMFCSH)	$\bar{\mu}$	2,26	2,49	1,89
	S	0,22	0,55	0,16
Alimentación de agua de lavado, (GPM)	$\bar{\mu}$	9,1	10,6	11
	S	0,25	1,37	0,27
Agua de lavado recirculada a D-101, (GPM)	$\bar{\mu}$	22,79	23,26	19,41
	S	0,68	1,53	0,67
Hidrógeno de reciclo dulce resultante de la torre D-101, (MMSCFH)	$\bar{\mu}$	6,77	7,05	6,59
	S	0,18	0,46	0,13
Gas combustible dulce desde la Torre D-103, (MMFCSH)	$\bar{\mu}$	0,15	0,15	0,13
	S	0,02	0,04	0,01
Circulación de amina pobre en el circuito de filtrado, (GPM)	Moda	69,9	59,9	43,8
Amina rica total a regeneración, (GPM)	$\bar{\mu}$	386	433,5	441,6
	S	2,29	8,34	0,61
Reflujo de la torre de regeneración D-105, (GPM)	$\bar{\mu}$	9,7	10,8	8,1
	S	0,97	2,57	1,07
Gas ácido de amina desde D-106, (MMSCFH)	$\bar{\mu}$	357,74	264,68	317,15
	S	16,2	68,4	6

8.1.2.2 TEMPERATURAS DE OPERACIÓN

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para las temperaturas de operación:

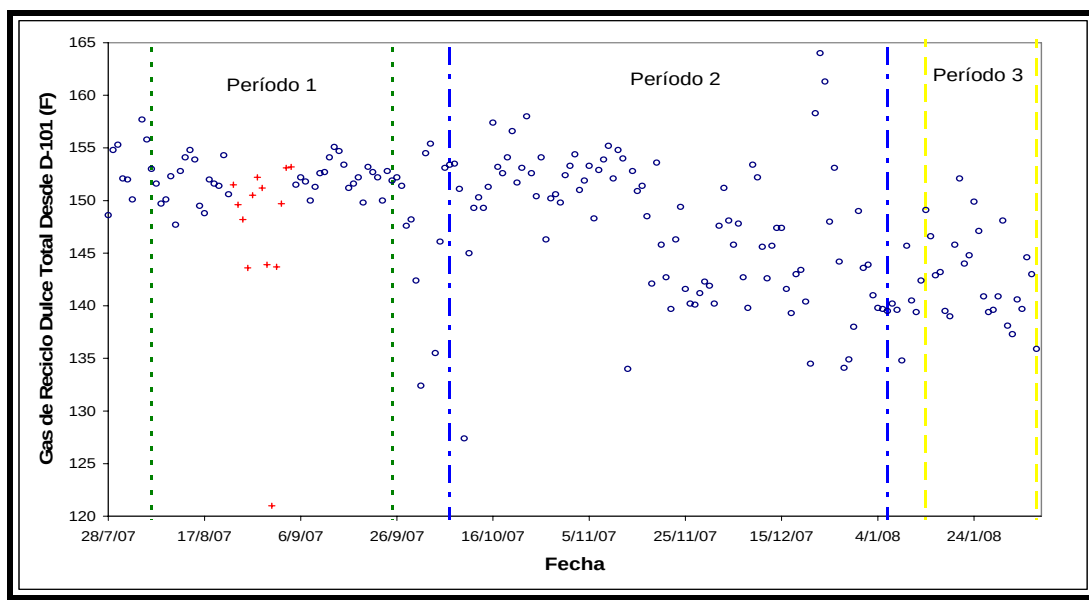


Figura 45: Temperatura de hidrógeno de reciclo dulce total resultante de la torre D-101

Tabla 43: Análisis estadístico de la temperatura de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de alta presión D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	155,3	153,1	148,1
	S	1,75	5,69	4,13
Temperatura de hidrógeno de reciclo ácido tratado en la torre D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	143,6	139,9	134,4
	S	1,8	7,25	5,06
Temperatura de amina rica resultante de la torre D-101	$\bar{\mu}$	149,4	145,4	139,9
	S	1,8	7,08	4,87
Temperatura de hidrógeno de reciclo dulce total resultante de la torre D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	152	147,7	143
	S	1,73	6,65	4,29
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de baja presión D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	119,5	117,6	116,1
	S	1,7	1,96	0,96
Temperatura de gas combustible ácido tratado en D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	101,2	82,5	76,1
	S	3,14	4,1	1,87

Tabla 43: Análisis estadístico de la temperatura de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos (Continuación).

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Temperatura de amina rica desde el separador trifásico D-104, (°F)	$\bar{\mu}$	139,4	140,2	135,1
	S	1,6	4,95	3,02
Temperatura de amina pobre desde E-101 hacia circuito de filtrado, (°F)	$\bar{\mu}$	169,3	169	165,4
	S	1,08	3,61	1,85
Temperatura de amina rica desde E-104 hacia D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	218,4	218,7	216,3
	S	0,63	1,6	1,15
Temperatura de la amina rica desde la torre regeneradora D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	247,9	247,2	246,1
	S	0,79	0,58	0,18
Temperatura de gas ácido desde la torre de regeneración D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	231,4	233,3	232,4
	S	0,39	1,43	0,34
Temperatura del tambor de reflujo D-105 de la torre de regeneración, (°F)	$\bar{\mu}$	91,1	89,3	89,3
	S	1,93	1,47	1,43
Temperatura de gas combustible dulce desde D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	118	116	114,4
	S	1,79	2,14	1

8.1.2.3 CARGAS DE AMINAS (MOL H₂S/MOL DEA)

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para las cargas ácidas de amina en la planta de gases ácidos:

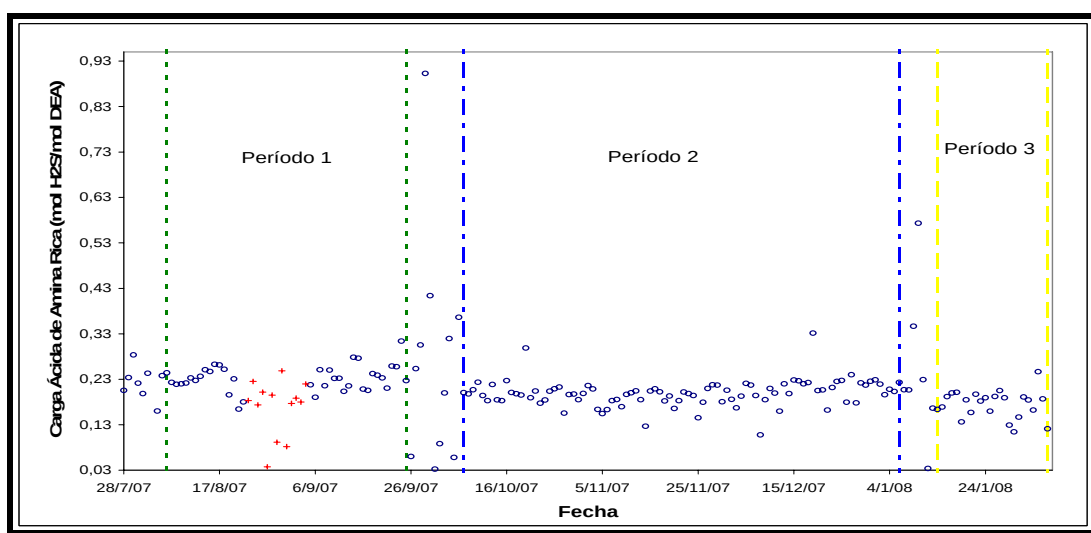


Figura 46: Carga ácida de amina rica hacia torre regeneradora D-104

Tabla 44: Análisis estadístico de las cargas ácidas de amina en la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3
Carga ácida de amina pobre hacia absorbedores (mol H ₂ S/mol DEA)	$\bar{\mu}$	0,04	0,04	0,04
	S	0,01	0,01	0,01
Carga ácido de amina rica hacia torre regeneradora D-104, (mol H ₂ S/mol DEA)	$\bar{\mu}$	0,23	0,2	0,18
	S	0,03	0,03	0,03

8.1.2.4 ANÁLISIS DE DATOS PARA LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

En los valores proporcionados por los promedios de datos y desviación estándar, se puede observar en términos generales, que la desviación estándar de los periodos 1 y 3 son menores en comparación con el periodo 2, indicando que en éste último periodo existe una mayor dispersión de los datos con respecto a la medida de tendencia central (promedio) y por lo tanto la media no representa eficazmente el comportamiento de la variable implicada en el tiempo.

Las desviaciones estándar calculadas para los periodos 1 y 3, reflejan una menor dispersión en el tiempo respecto al promedio de los datos, indicado que la media es una medida representativa y descriptiva del valor de cada variable para el funcionamiento global de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

La variable “circulación de amina pobre en el circuito de filtrado” no presenta comportamiento sostenido en el tiempo, lo cual es debido a la inyección de amina fresca y agua de reposición que tiene lugar en la bomba P-104 para mantener el inventario y concentración de la solución de amina en 20% en peso de DEA. Considerando este hecho, se ha tomado como medida representativa para esta variable, para efectos de la simulación, el valor de la moda, la cual es la magnitud que cuenta con mayor frecuencia dentro del periodo en estudio.

En términos generales, los resultados obtenidos para el periodo 1 reúnen las siguientes características:

1. Esta conformado por una mayor cantidad de días en comparación con el período 2.
2. Baja dispersión de datos, lo cual se traduce en un comportamiento más sostenido en el tiempo de las variables que conforman al proceso.
3. Debido a la baja desviación estándar presentada, el promedio de los valores en el tiempo puede ser empleado como magnitud representativa del comportamiento de cada variable de proceso.

Con base a las características expuestas, el promedio de las magnitudes en el tiempo de las variables implicadas en el proceso correspondientes al período 1, son las empleadas para llevar a cabo la simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos y la posterior validación con los datos de campo.

8.1.3 SELECCIÓN DE DATOS OPERACIONALES PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

Las variables operacionales de interés disponibles para la descarga en la planta de tratamiento de aguas agrias corresponden al período de tiempo mostrado en la siguiente tabla:

Tabla 45: Períodos de tiempo analizados para la planta de tratamiento de aguas agrias.

	Inicio	Fin	Días
Período 1	27/02/2008	30/04/2008	32
Período 2	29/03/2008	22/05/2008	23

Los resultados del análisis estadístico realizado se muestran a continuación.

8.1.3.1 FLUJOS DE OPERACIÓN

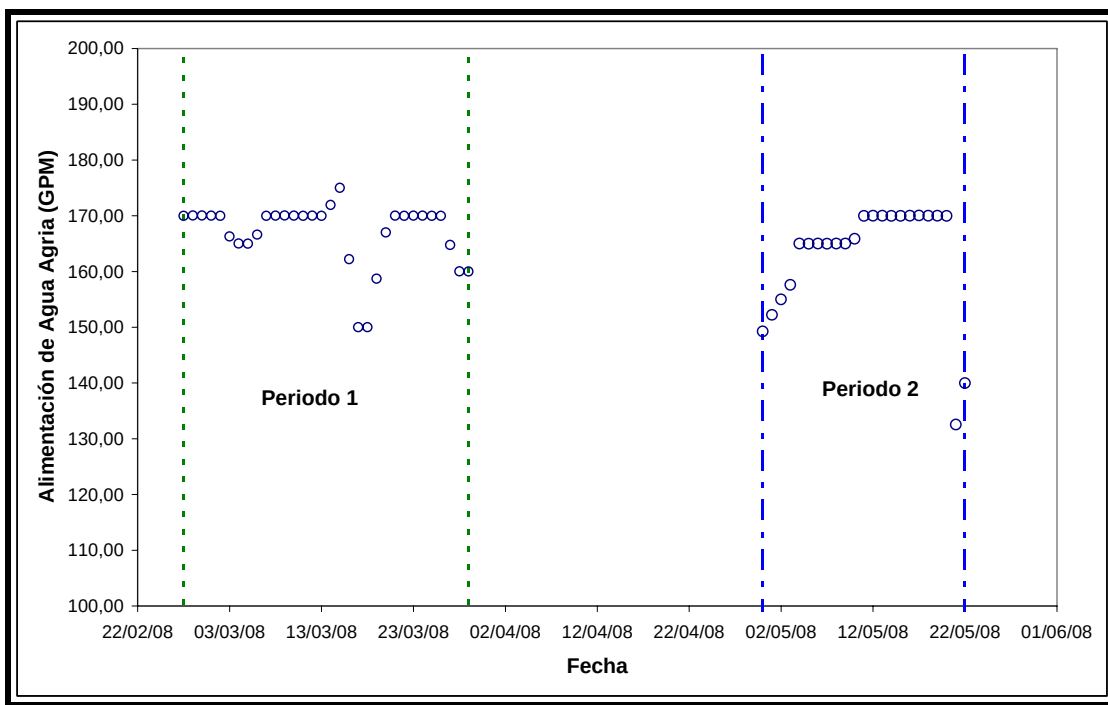


Figura 47: Flujo de alimentación de agua de lavado a la torre despojadora D-201

En la siguiente tabla se muestran, el promedio ($\bar{\mu}$) y la desviación estándar de los distintos flujos de operación.

Tabla 46: Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.

Variable		Período 1	Período 2
Alimentación de Agua Agria, GPM	$\bar{\mu}$	166,9	162,7
	S	5,8	10,4
Agua Despojada, GPM	$\bar{\mu}$	160	156
	S	2,88	10,7
Flujo de gas a U.R.A, MMSCFD	$\bar{\mu}$	1,02	0,83
	S	3,1	4,8

8.1.3.2 TEMPERATURAS DE OPERACIÓN

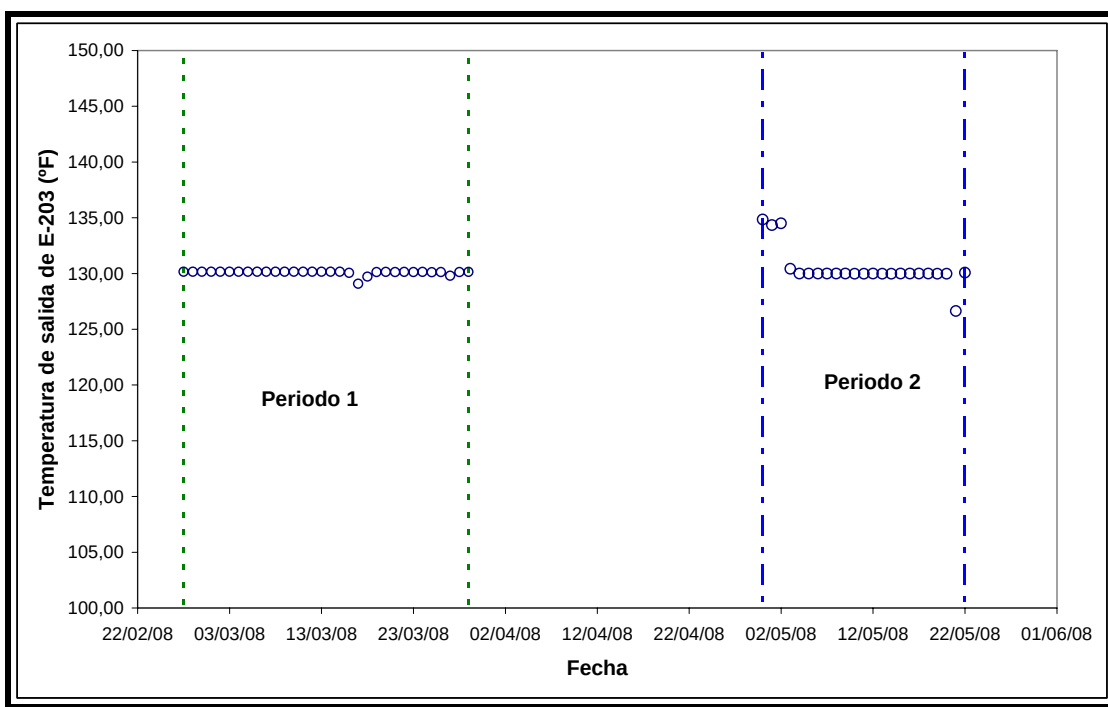


Figura 48: Temperatura de la corriente desde pumparound saliente de E-203

En la siguiente tabla se muestran, el promedio ($\bar{\mu}$) y la desviación estándar de las distintas temperaturas de operación:

Tabla 47: Análisis estadístico de las temperaturas de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.

Variable		Período 1	Período 2
Alimentación de D-201, °F	$\bar{\mu}$	177,5	183,3
	S	2,71	2,9
Temperatura de Tope de D-201, °F	$\bar{\mu}$	183,1	171,9
	S	2,2	6,5
Temperatura de fondo de D-201, °F	$\bar{\mu}$	257,0	256,0
	S	1,5	1,4
Temperatura de entrada a E-203, °F	$\bar{\mu}$	206,7	199,5
	S	2,9	2,6
Temperatura de salida de E-203, °F	$\bar{\mu}$	130,1	130,5
	S	0,2	1,8

8.1.3.3 SELECCIÓN DE DATOS PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

Como puede observarse en las tablas anteriores, la desviación estándar de cada variable operacional resultante del periodo 1 es menor es menor a la del periodo 2, indicando que las variables permanecen más constantes en el tiempo. Adicionalmente, el periodo 1 abarca un periodo de tiempo mayor, lo cual hace a éste periodo más representativo.

Debido a lo expuesto, se ha seleccionado el periodo 1 para llevar a cabo la validación de los datos operacionales de la planta de tratamiento de aguas agrias.

8.2 LIMITACIONES DEL PAQUETE DE AMINAS

Las propiedades del paquete de Aminas disponible en el simulador Aspen Hysys 2004.2, contiene correlaciones de datos con restricciones de uso de ciertas condiciones de presión, temperatura, composición y componentes.

La química y propiedades físicas disponibles en la base de datos del paquete de aminas están restringidas a los siguientes componentes.

Tabla 48: Componentes que soporta el uso del paquete de aminas del simulador Hysys 2004.2.

Gases Ácidos	CO ₂ , H ₂ S, COS, CS ₂
Hidrocarburos	CH ₄ a C ₁₂
Olefinas	C ₂ =, C ₃ =, C ₄ =, C ₅ =
Mercaptanos	M-Mercaptanos, E-Mercaptanos
No-Hidrocarburos	H ₂ , N ₂ , O ₂ , CO, H ₂ O
Aromáticos	C ₆ H ₆ , Tolueno, m-Xileno

Es importante señalar que el paquete de aminas no permite el uso componentes hipotéticos.

La siguiente tabla muestra las condiciones de concentración, presión y temperatura que pueden ser usadas en el Paquete de Aminas:

Tabla 49: Rango de aplicabilidad de concentración, presión y temperatura soportado por el paquete de aminas de Hysys 2004.2.

Amina	Concentración, (% peso)	Presión Parcial de Gas Ácido, (psia)	Temperatura, (°F)
MEA	0-30	0,00001-300	77-260
DEA	0-50	0,00001-300	77-260
TEA	0-50	0,00001-300	77-260
MDEA	0-50	0,00001-300	77-260
DGA	50-70	0,00001-300	77-260
DIPA	0-40	0,00001-300	77-260

Este paquete soporta las mezclas de MDEA-MEA y MDEA-DEA. Las limitantes presentadas para las mezclas de aminas son las mismas a las correspondientes para la MEA o DEA correspondientemente.

En la siguiente tabla se presenta los valores recomendados por el paquete de aminas para la carga máxima de gas ácido (mol de gas ácido/ mol de amina) en las distintas líneas de proceso, según la amina empleada.

Tabla 50: Cargas Máximas de gas ácido recomendadas por el Paquete de Aminas.

Amina	Máxima carga de gas ácido (mol gas ácido/ mol amina)	
	CO ₂	H ₂ S
MEA	0,50	0,35
DEA	0,45	0,30
TEA, MDEA	0,30	0,20
DGA	0,50	0,35
DEA/MDEA	0,45	0,30
MEA/MDEA	0,45	0,30

Por último se debe señalar que las predicciones obtenidas por la aplicación del paquete de aminas son bastantes precisas siempre y cuando se tomen en consideración las limitantes de uso expuestas en el presente apéndice.



8.3 Libro de Trabajo Aspen Ose 2004.2

Guía de Consulta Rápida

Realizado por: Aníbal J. Rivera R.

CONTENIDO

	Pág.
Libro de trabajo aspen OSE	167
Características generales del libro de trabajo aspen ose 2004.2	167
Variables de simulación	167
1 Componentes que integran al libro de trabajo	168
1.1 Barras de herramientas del libro de trabajo	168
1.1.1 Barra de herramientas organizadora OSE	170
1.1.2 Panel organizador de navegación OSE	171
1.1.3 Rejilla de variable del organizador OSE	173
1.1.4 Control de datos	174
1.1.5 Navegador de variables	174
1.1.6 Navegador de tablas OSE	175
2 Desarrollo de la interfaz del modelo	177
2.1 Flujo de trabajo para construir un modelo interfaz usando el libro de trabajo Aspen ose	178
2.1.1 Desarrollo del modelo de simulación	178
2.1.2 Relacionando las variables del modelo a Excel	178
2.1.3 Vinculando casos de simulación a Excel	179
2.1.4 Activando la simulación	180
2.1.4.1 Activacion automatica	180
2.1.5 Haciendo visible la simulación	181
2.1.6 Opción refrescar del libro de trabajo ose	182
2.1.7 Agregando variables dentro del organizador	182
2.1.7.1 Pegando variables usando el mecanismo de copiar/pegar	183
2.1.7.2 Pegando variables usando el navegador variable de OSE	183
2.1.8 Creación de tablas para las variables del modelo	184
2.1.8.1 Asistente de tablas OSE	185
2.1.8.2 Tablas rápidas	189

LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE

El libro de trabajo de Aspen OSE es una herramienta para interconectar los modelos de la simulación de proceso de AspenTech con las hojas de trabajo de Microsoft Excel. Esta capacidad permite implementar una interfaz amigable de los modelos de simulación para uso de terceras personas.

Esta sección resume las características claves del Libro de Trabajo Aspen OSE. Además de describir los pasos a seguir para vincular simulaciones a la hoja de calculo de Microsoft Excel y empezar a utilizar el Libro de Trabajo 2004.2, suministrando al lector una visión general de la interfaz de trabajo, relacionándola con la manera de procesar la información.

CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE 2004.2

- o Libro de Trabajo Aspen OSE puede relacionarse a uno o a más casos de simulación, sin embargo solo un caso de simulación puede estar activo en un determinado momento. El Usuario puede activar y desactivar casos de simulación a su voluntad
- o Es compatible con la familia de productos Aspen, tales como Aspen Plus y Aspen Hysys, así como sus derivados
- o No apoya las simulaciones dinámicas con HYSYS, sin embargo, ésta característica se encuentra disponible en las versiones posteriores, tales como la 2006 y 2006.5

VARIABLES DE SIMULACIÓN

Cualquier número de las variables de un modelo de simulación pueden ser relacionadas a una hoja de Excel. Cada variable del modelo es un objeto complejo con nombre que consiste de varias propiedades, incluyendo tipo (entero, real, etc.), valor, e unidades (donde apliquen).

Las Variables pueden ser especificaciones, resultados calculados, o parámetros de estado.

COMPONENTES QUE INTEGRAN AL LIBRO DE TRABAJO

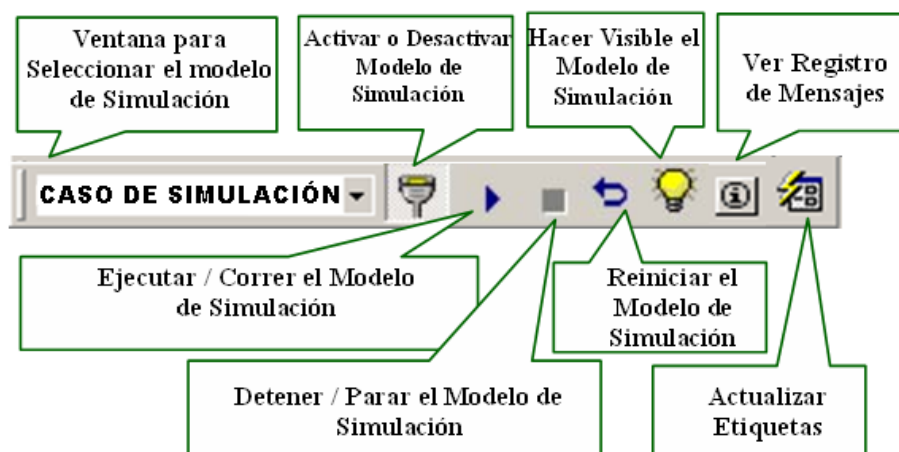
El libro de Trabajo Aspen Ose 2004.2 esta integrado por diversos componentes, mediante los cuales se puede desarrollar el vínculo entre un caso de simulación y una hoja de cálculo de Microsoft Excel. Estos componentes se explican a continuación

BARRAS DE HERRAMIENTAS DEL LIBRO DE TRABAJO

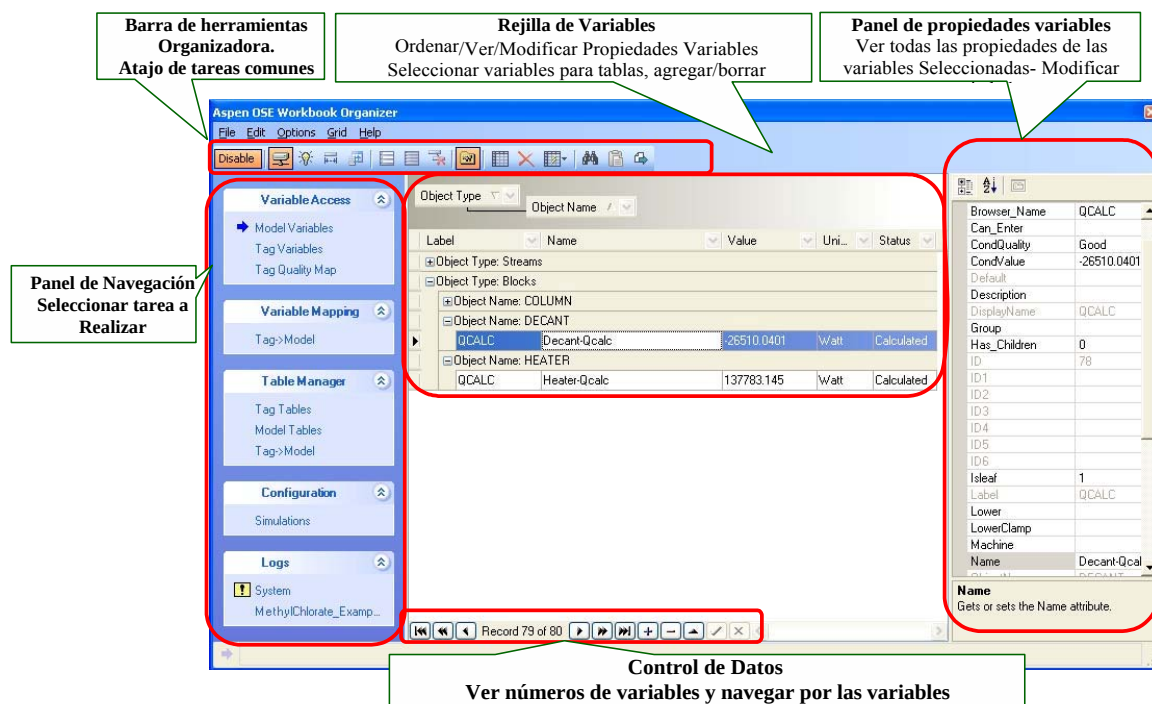
El Libro de Trabajo Aspen OSE le añade dos menús a la barra de herramientas de Excel. La barra de Herramientas de Diseño del Libro de Trabajo de Aspen OSE es usada por el autor del modelo de simulación para acceder al organizador y a otras opciones usadas durante el desarrollo de la interfaz del modelo de simulación con MS Excel. Esta barra también incluye una opción para permitir al autor del modelo de simulación, bloquear la hoja de trabajo del modo de diseño, con el objetivo de restringir el acceso del usuario a varios elementos del Libro de Trabajo OSE.



La “Barra de Herramientas del Libro de Trabajo” contiene los controles para seleccionar activar, ver, empezar y parar los modelos de simulación. Esta barra de herramientas es conveniente para tanto para el autor del modelo como para los usuarios finales.

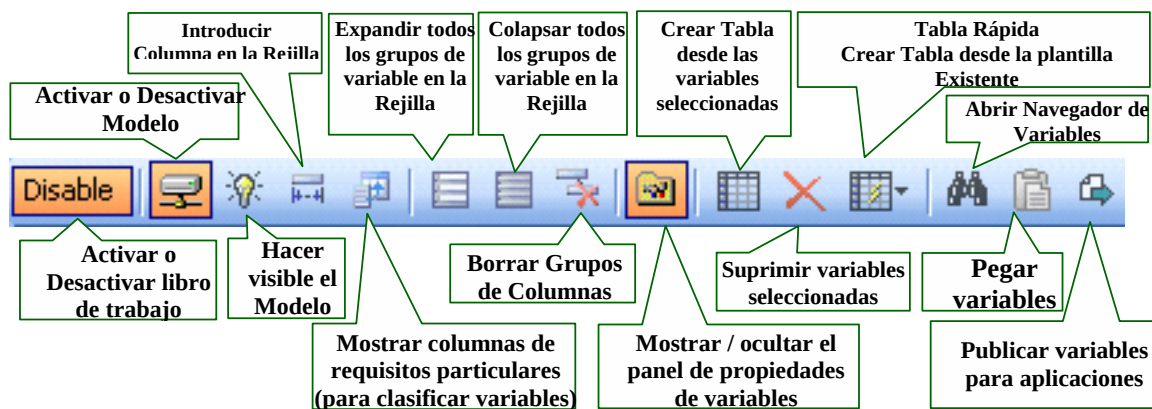


El Organizador,  Organizer, es una herramienta que se habilita cuando un modelo de simulación es vinculado a la hoja de cálculo. Es usado para localizar, definir, recuperar, clasificar y organizar variables de modelos de simulación y procesar las etiquetas de datos. Dentro del Organizador, el autor del modelo de simulación puede ver todas las propiedades asociadas con cada variable y etiqueta.



BARRA DE HERRAMIENTAS ORGANIZADORA OSE

El Organizador OSE esta compuesto por varios controles, incluyendo los botones para automatizar tareas frecuentes y abrir herramientas tales como el Navegador Variables y el Asistente para tablas.

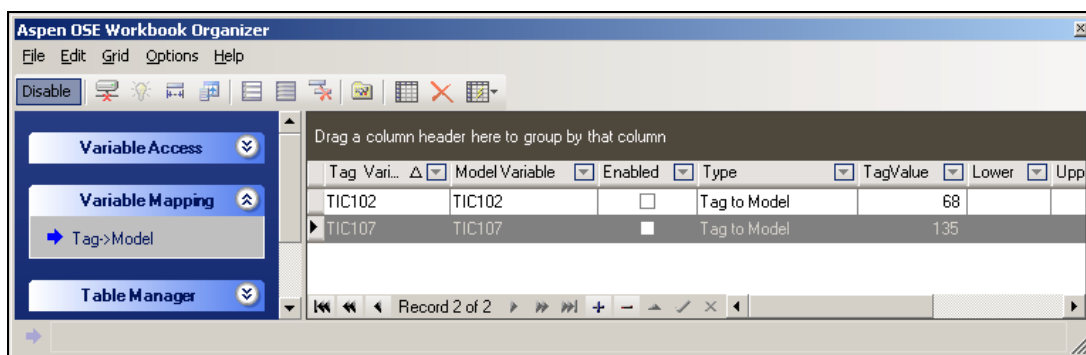


PANEL ORGANIZADOR DE NAVEGACIÓN OSE

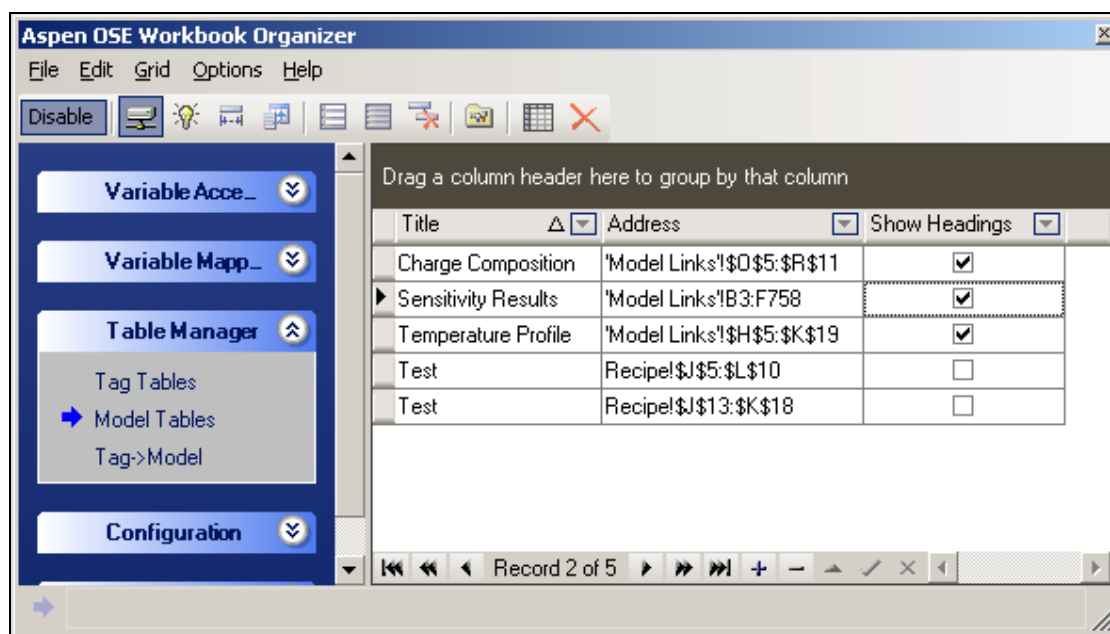
El Panel de Navegación se ubica en el lado izquierdo del Organizador OSE y permite al autor de modelo cambiar entre varias tareas dentro del Organizador. Se divide en cinco sub-zonas:

1.- El “**Acceso a Variables**” se utiliza para manipular las variables del modelo de simulación, es decir, para definir etiquetas. La ventana “Variables del Modelo” para abrir la rejilla de manipulación de variable; la ventana “Etiquetas de Variables” se emplea para abrir la rejilla de etiquetas.

2.- La función de “**Variables Asociadas**” se usa para vincular variables del modelo y procesar las etiquetas de los datos. La comunicación puede ser Etiqueta → modelo, modelo → Etiqueta, o bidireccional

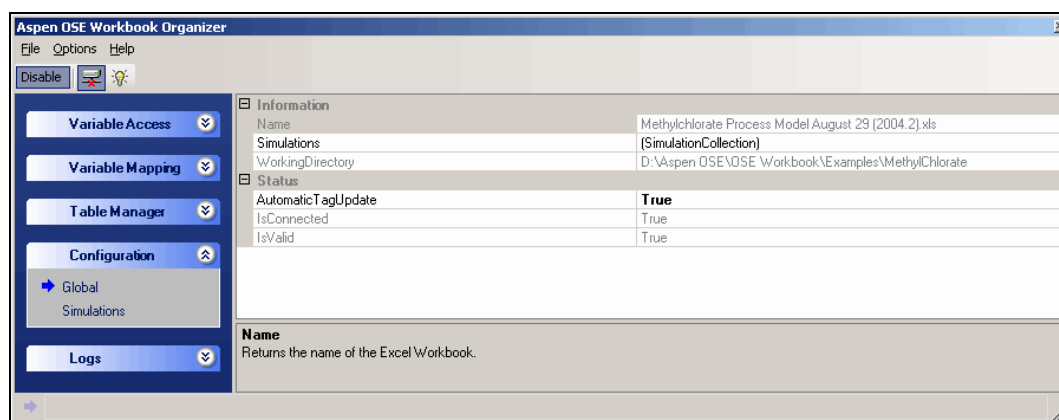


3.- La ventana de “**Administrador de Tablas**” es utilizada para acceder a las tablas del libro de trabajo. Esta vista resume los nombres y ubicaciones de todas las tablas puestas dentro de un Libro de trabajo de Excel. El “Administrador de Tablas” proporciona una forma conveniente para identificar y moverse con seguridad dentro de las tablas, o suprimirlas de la hoja de cálculo de Excel

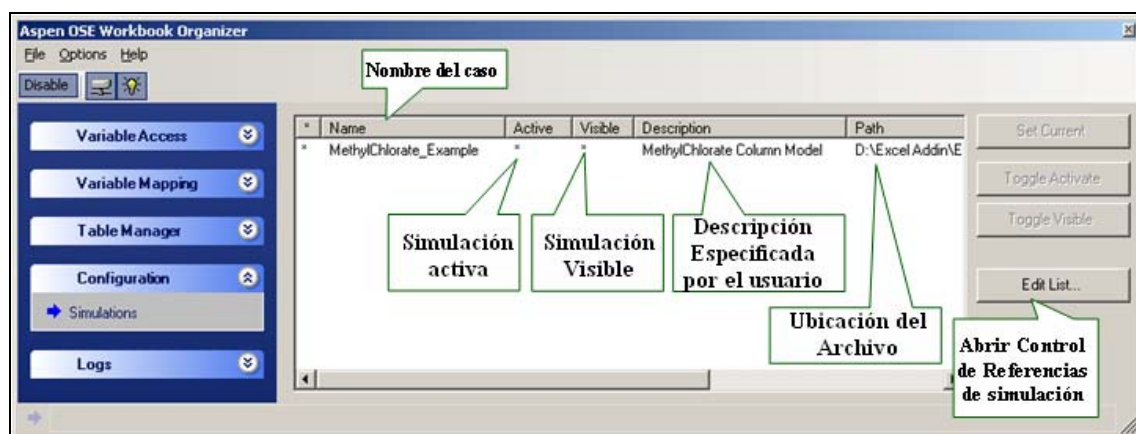


Es aconsejable siempre utilizar el “Administrador de Tablas” o “el Asistente para Tablas” para mover o eliminar tablas. El Asistente para Tablas OSE también puede ser usado para añadir/remover filas y/o columnas (incluyendo columnas vacías) y para el auto-formatos de las tablas incluidas en la hoja de cálculo

4.- En la ventana “**Configuración**”, La vista “**Global**” muestra los parámetros globales del Libro de Trabajo OSE incluyendo la lista de las simulaciones vinculadas, y la dirección de ubicación del archivo que contiene la simulación.



Igualmente dentro de la ventana “Configuración” en la vista “**Simulaciones**” se encuentra una lista de los nombres y atributos de todos los casos de simulación adjuntos al Libro de Trabajo de Excel. Esta vista puede ser utilizada para abrir el navegador (el control de referencias de simulación) para buscar y adjuntar casos adicionales. Esta vista también es usada para cambiar los ajustes por defecto del caso de simulación. Por ejemplo, cuando es abierto el Libro de Trabajo de Excel, el Autor Modelo puede forzar un caso unido de simulación a activarse automáticamente.



5.- La vista de “**Registro**” muestra el estado de los mensajes (advertencias, errores, etc) desde el Libro de Trabajo OSE y desde el caso activo de simulación.

REJILLA DE VARIABLE DEL ORGANIZADOR OSE

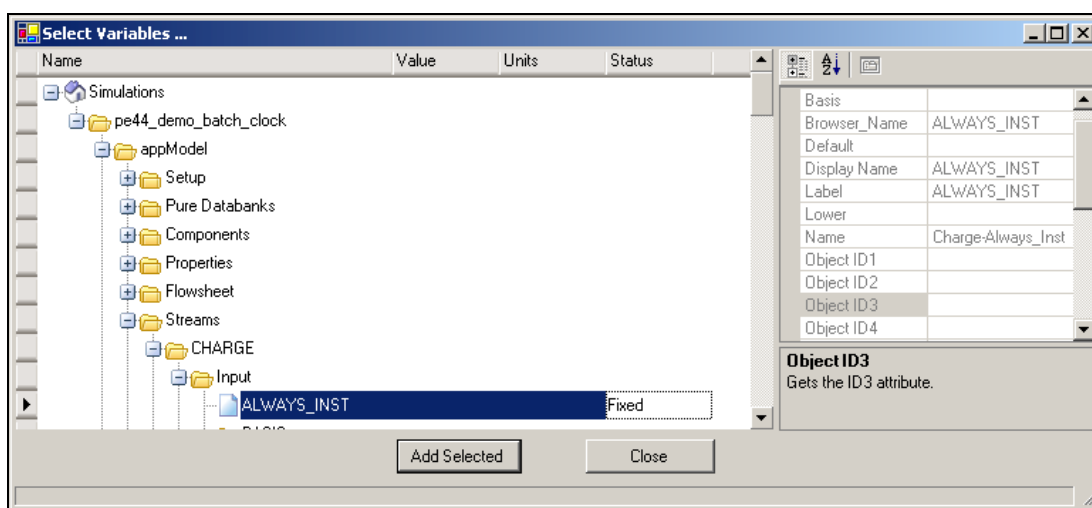
El área de la “Rejilla de Variables” es utilizada para navegar a través de las variables o etiquetas del modelo; para añadirlas (pegarlas) o eliminarlas del organizador. También ofrece la posibilidad para seleccionar las variables para crear tablas en Excel.

CONTROL DE DATOS

El Organizador de “Control de Datos” documenta el número de objetos en la memoria de datos del Libro de Trabajo. Los contenidos de este control dependen de la configuración en el tablero de navegación. Por ejemplo, cuando este viendo las variables de modelos, el control de datos documenta el número de variables organizador.

NAVEGADOR DE VARIABLES

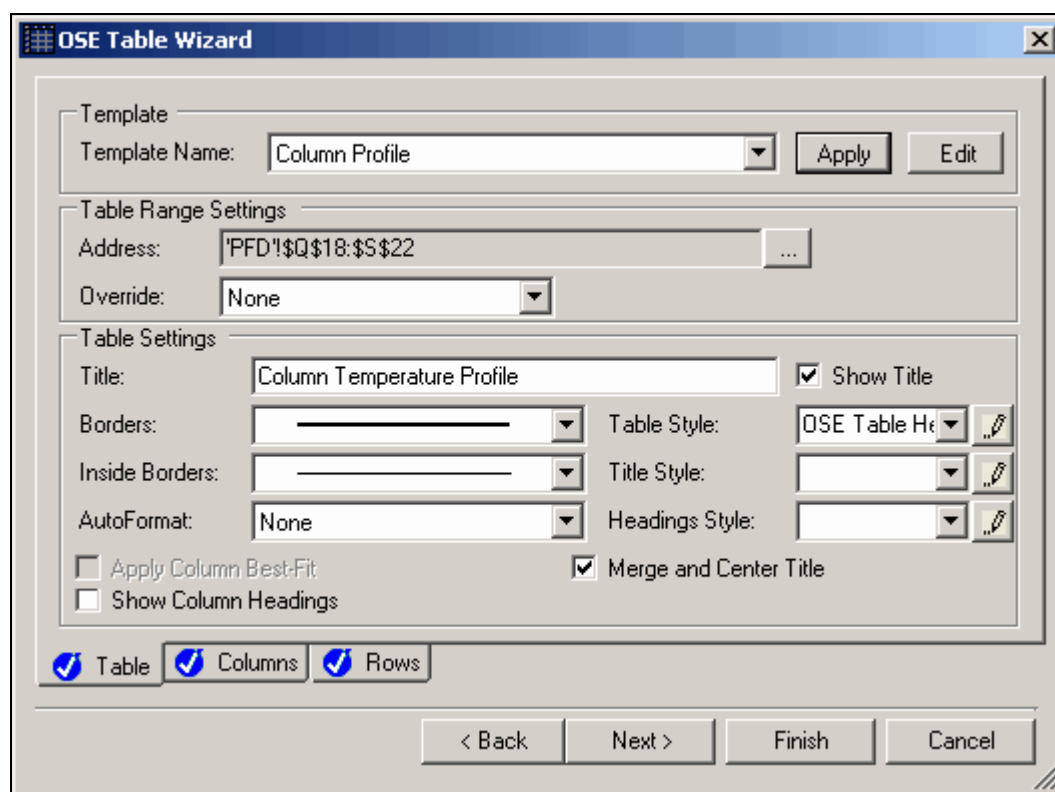
El “Navegador Variables” puede usarse para recuperar variables de los casos de simulación adjuntos. Esta herramienta muestra una representación jerárquica de los datos contenidos dentro de un modelo. El autor del modelo puede navegar a través de este navegador para identificar y seleccionar las variables que serán usadas en la interacción.



El Libro de Trabajo Aspen también le permite al autor del modelo copiar variables directamente desde los formularios nativos de la simulación y pegar éstas variables en la Rejilla de Variable del Organizador.

NAVEGADOR DE TABLAS OSE

Cada uno de los formularios dentro del Organizador permite al autor crear tablas desde las etiquetas o variables seleccionadas. El Asistente de Tablas OSE guía al autor por los pasos necesarios para crear, dar formato, e insertar una Tabla OSE dentro de la hoja de trabajo de Excel.



Cada Tabla puede contener una o mas filas de datos, cada fila corresponde a una variable o etiqueta particular. Cada columna en la tabla corresponde a una propiedad de la variable o etiqueta (por ejemplo, valor o unidades). Las tablas pueden incluir opcionalmente títulos, encabezado de columnas, filas vacías, y columnas vacías. Una vez que las tablas sean puestas dentro de una hoja de Excel, pueden modificar el formato usando las funciones estándar de formatos dentro de Excel.

puestas dentro
de una hoja de
Excel, pueden
modificar el
formato
usando las
funciones
estándar de
formatos
dentro de
Excel.



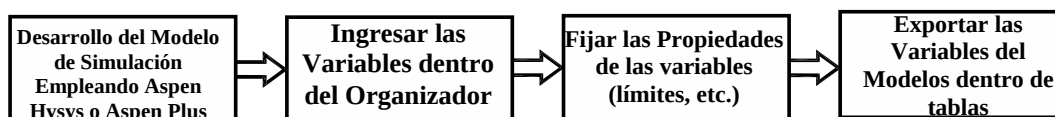
DESARROLLO DE LA INTERFAZ DEL MODELO

A continuación se describe los pasos necesarios para usar el Libro de Trabajo Aspen OSE 2004.2 y desarrollar una interfaz con la hoja de calculo de Microsoft Excel para uno o más casos de simulación. Se describirá como asociar las variables de simulación a tablas en una hoja de Excel empleando para ello el Organizador OSE y además como insertar estas variables dentro de Excel como tablas OSE.

También se explicará las funciones incluidas a Excel que corresponden al Libro de Trabajo Aspen OSE. Dichas funciones hacen más fácil mostrar el nombre, localización y status de los modelos de simulación en la hoja de trabajo y para automatizar el tiempo de corrida.

FLUJO DE TRABAJO PARA CONSTRUIR UN MODELO INTERFAZ USANDO EL LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE

El diagrama mostrado a continuación resume el flujo de trabajo para relacionar una hoja de Excel con los Modelos de simulación usando el Libro de Trabajo Aspen OSE



DESARROLLO DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Es muy importante invertir algún tiempo y esfuerzo en el desarrollo de los casos de simulación para asegurarse que son consistentes sobre un amplio rango de condiciones. Además, el caso de simulación necesita ser diseñado para usar especificaciones apropiadas. Esto es especialmente importante para los casos de Aspen HYSYS.

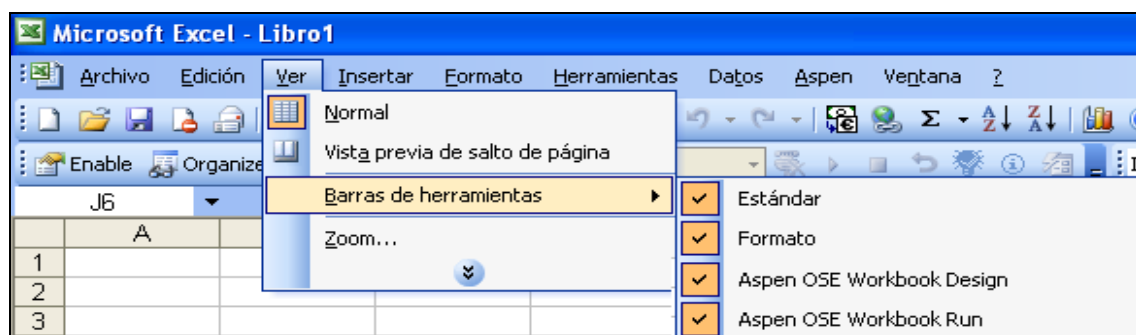
RELACIONANDO LAS VARIABLES DEL MODELO A EXCEL

Para relacionar las hojas de Trabajo de Excel a casos de simulación se debe seguir los siguientes pasos:

- 1) Habilitar el Libro de Trabajo Aspen OSE
- 2) Vincular la hoja de Excel a uno o más casos de simulación
- 3) Activar la simulación y hacerla visible y
- 4) Copiar las variables del modelo desde el caso de simulación y pegarlas dentro del Organizador.

El Libro de Trabajo Aspen OSE añade dos menús a las barras de herramientas de Microsoft Excel. La barra de herramientas de Diseño del Libro de Trabajo Aspen OSE es utilizada por el autor del modelo para acceder al Organizador y otras opciones utilizadas durante el desarrollo de la interfaz del modelo. La barra de herramientas de ejecución del Libro de Trabajo Aspen OSE contiene los controles para activar, ver, correr, y parar los modelos de simulación vinculados. Esta barra de herramientas es conveniente para el autor y los usuarios finales.

La primera vez que abra una nueva hoja de trabajo, puede que no estén visibles las Barras de herramientas. Para hacer visible estas barras de, seleccione “Ver” y luego “Barras de Herramientas” desde Excel y en el menú presentado seleccionar las barras de diseño y ejecución del libro de trabajo Aspen Ose, tal como se muestra a continuación.

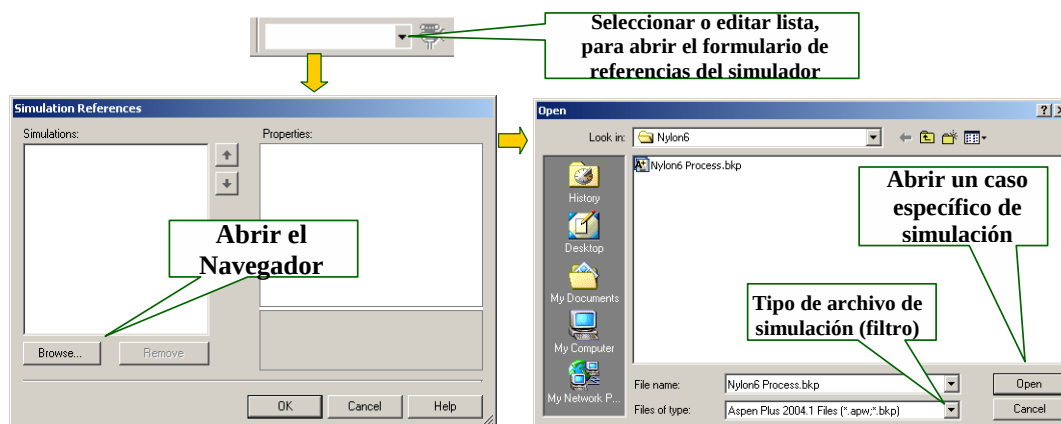


Al pulsar el botón activar, , en la barra de herramientas de diseño del Libro de Trabajo Aspen OSE se activaran los elementos para empezar a crear la interfaz, los cuales permanecerá activos hasta pulsar el botón de desactivar .

VINCULANDO CASOS DE SIMULACIÓN A EXCEL

Usar el recuadro de selección de “Activar Simulación” en la barra de herramientas de ejecución del Libro de Trabajo Aspen OSE para abrir el formulario de Referencias de simulación. Desde este formulario, seleccionar el botón

“Navegar” para abrir el control de navegación. Utilizar este control para localizar y abrir el archivo del caso de simulación que se desear mostrar.



El libro de trabajo Aspen OSE puede relacionar varios casos de simulación a la misma hoja de cálculo de Excel. Sin embargo, solo un caso puede ser activado en un determinado momento. El nombre del caso activo es mostrado en la barra de herramientas de ejecución del libro de trabajo Aspen OSE.

ACTIVANDO LA SIMULACIÓN

Usar el botón de “Activar la simulación” , , una vez se haya vinculado el caso de simulación. Cuando la simulación esta activa el icono cambia a la forma , el cual puede ser pulsado en el momento que se desee para desactivar la simulación. Es decir,  = inactiva y  = activa.

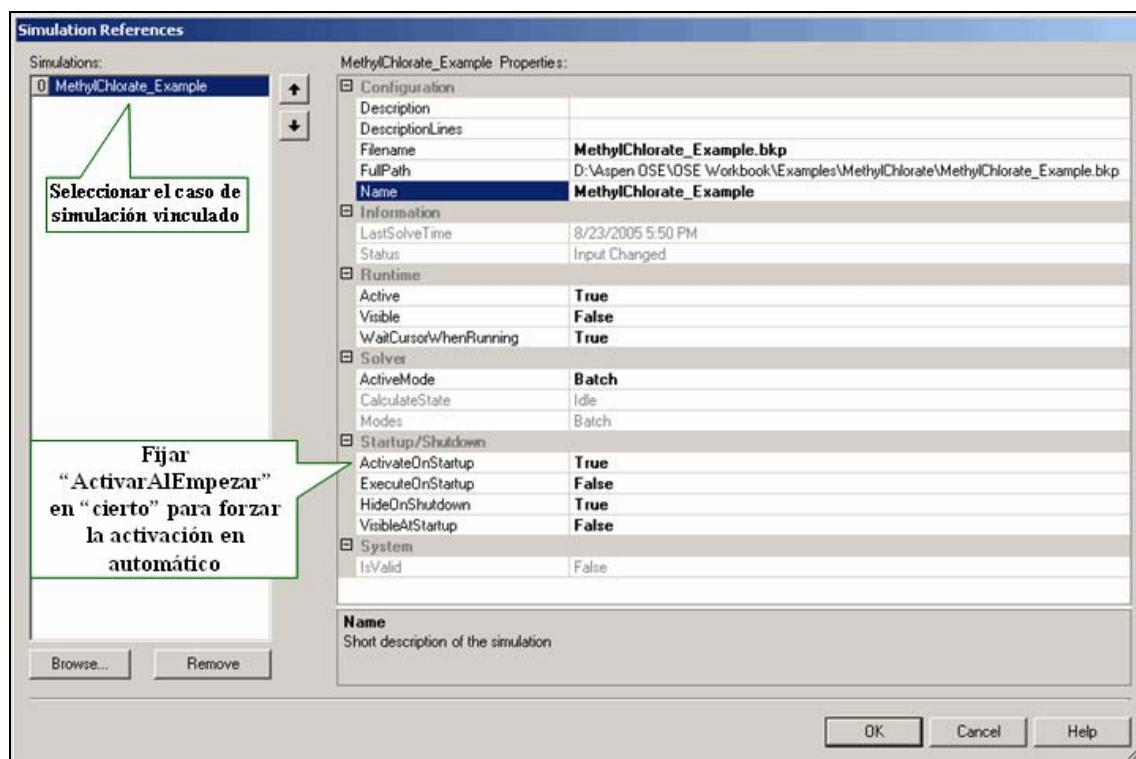
ACTIVACION AUTOMATICA

El Autor puede fijar el estado de los archivos adjuntos a los casos de simulación. Por ejemplo, el libro de trabajo OSE puede activar automáticamente los casos adjuntos de simulación cada vez que sea abierto y de esta maneta

relacionarlo al libro de trabajo de Excel. Esto simplifica el trabajo, ya que puede evadirse el paso de activación del modelo.

El autor también puede forzar al modelo a abrirse (ser visible) en el ambiente nativo de simulación cada vez que sea abierto el libro de trabajo de Excel. Esta característica es útil para los usuarios expertos que están desarrollando la internase, pero debe de ser desactivado cuando el modelo sea culminado para el uso por los usuarios.

Se debe usar la “Vista de Configuración” en el Organizador OSE para cambiar las propiedades del caso adjunto de simulación, como se muestra en la siguiente figura. Use el botón de “Edición de lista” en la “Vista de Configuración” del Organizador OSE para abrir el formulario “Referencias de Simulación” (ver figura a continuación).



HACIENDO VISIBLE LA SIMULACIÓN

Usar el botón “Hacer Visible”, , para hacer visible el caso de simulación activo en su ambiente nativo. La simulación se mantendrá visible en una ventana separada hasta que se pulse nuevamente al botón de “Hacer Visible”.

Existe otro método para adjuntar rápidamente un caso de simulación a una hoja de Excel. Este método se basa en abrir el caso de simulación en su ambiente nativo, copiar una variable, y pegarla dentro del organizador. El Libro de Trabajo Aspen OSE adjuntará la simulación y la hará activa después de obtener la verificación del usuario.

OPCIÓN REFRESCAR DEL LIBRO DE TRABAJO OSE

Después de editar el modelo en su ambiente nativo, algunos atributos de las variables en la hoja de Excel pueden estar fuera de sincronización con el modelo de simulación vinculado. Se debe usar “Refrescar Excel” desde el botón de simulación, ubicado en la barra de herramientas de diseño, para forzar las variables en la hoja de Excel y el Organizador OSE a estar en sincronización con las variables del caso activo de simulación.

AGREGANDO VARIABLES DENTRO DEL ORGANIZADOR

Las variables pueden ser agregadas dentro del organizador usando dos mecanismos diferentes. Para la mayoría de las variables, la mejor opción es Copiar/Pegar ya que le permite al autor del modelo navegar hasta la variable de interés empleando el ambiente nativo de la simulación.

Sin embargo, algunos variables no son mostradas a través del método descrito, lo cual, hace inaccesible al mecanismo de Copiar/Pegar. El Navegador Variable OSE puede utilizarse para recuperar todas las variables asociados a un caso de simulación.

Ambas opciones se describen a continuación.

PEGANDO VARIABLES USANDO EL MECANISMO DE COPIAR/PEGAR

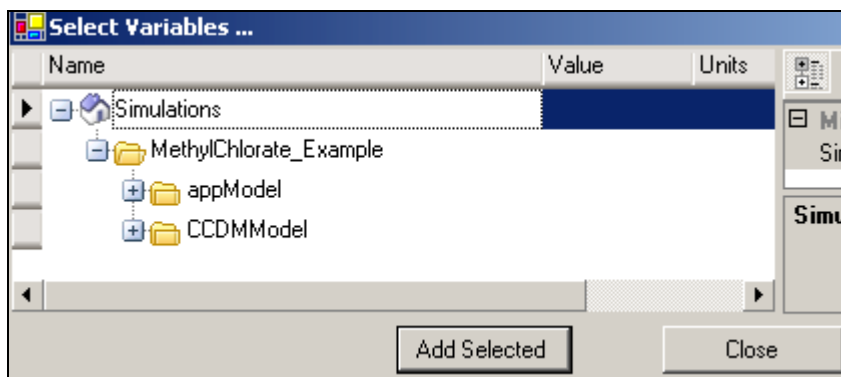
Para usar este método se debe abrir la simulación en su ambiente nativo y además activarla en la hoja de cálculo. Posteriormente, navegar hasta los variables de interés y seleccionarla en la simulación nativa, para luego copiarla en la memoria (ejemplo, presionar las teclas CTRL+C mientras se mantiene seleccionada la variable o rango de variables).

Algunos formularios y/o campos no apoyan el mecanismo de copiar CTRL+C. En estos casos, se debe seleccionar la variable(s), y después seleccionar la opción “Copiar” del menú “Editar”, ubicado en la barra de herramientas de la interfaz de la simulación nativa.

Por último se debe regresar al libro de trabajo de Excel y pegar la(s) variable(s) copiadas. Para ello se debe pulsar el botón “Organizador”,  Organizer, en la Barra de herramientas de diseño del libro de trabajo Aspen OSE para abrir el Organizador OSE y seleccionar “Variables del Modelo” en la sección “Accesos de Variables”, lo cual, abrirá la rejilla de variables. Usar el botón pegar, , en la barra de herramientas del organizador para pegar los variables dentro de la rejilla organizadora de variables. También puede utilizar las teclas CTRL+ V para pegar la(s) variable(s) en la rejilla de organización de variables.

PEGANDO VARIABLES USANDO EL NAVEGADOR VARIABLE DE OSE

Usar el botón Organizador,  Organizer, en la barra de herramientas de diseño del libro de trabajo OSE para abrir el organizador OSE. Luego se debe pulsar el botón de de Buscador de Variable, , para abrir el asistente.



El Buscador de Variables OSE puede navegar a través de dos tipos de árboles variables:

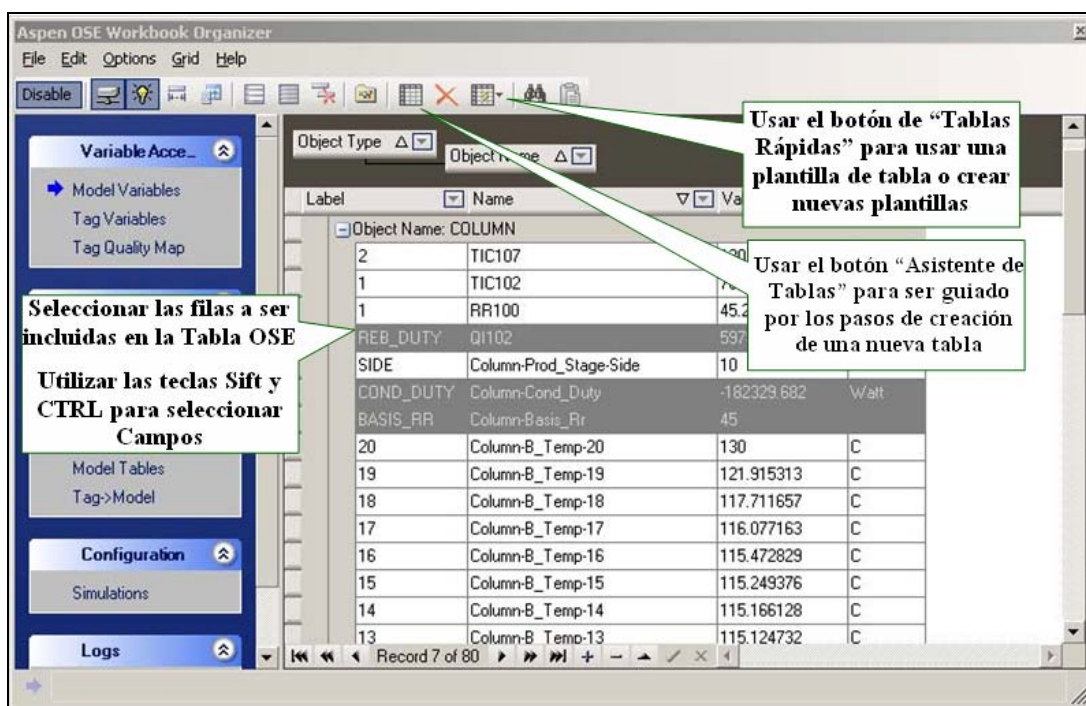
- El árbol “Modeloapp” es el más específico diversas aplicaciones, y es generalmente el mas útil de las dos opciones.
- El árbol “ModeloCCDM”, o “Modelos de Datos Comunes Principales” es un árbol genérico que muestra las variables comunes representativas a lo largo de la simulación base. La búsqueda de datos mediante éste árbol es recomendada para simulaciones poco complejas y donde existan pocas variables.

El autor de la interfase puede navegar por los árboles de datos para buscar y seleccionar las variables de interés que desee vincular a la hoja de cálculo. Para seleccionar una variable:

1. Hacer Click en la fila que contiene la variable.
2. Usar el botón de “Añadir Seleccionada” para pegar la variable dentro del Organizador.
3. Usar el botón “Cerrar” para regresar a la vista del “Organizador de Variable”

CREACIÓN DE TABLAS PARA LAS VARIABLES DEL MODELO

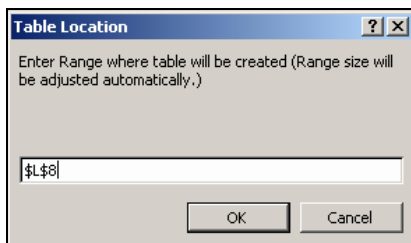
Los variables del modelo pueden ser agrupadas juntas dentro Tablas OSE e insertadas dentro del Libro de Trabajo de Excel. Existen dos mecanismos para generar tablas. En ambos casos el primer paso es seleccionar todas las variables para ser incluidos en la tabla, para lo cual se debe pulsar cualquier campo o fila que corresponda a una variable en la “Rejilla de Organización de Variables” con el fin seleccionar la variable. Se debe mantener presionada la tecla Shift para seleccionar un rango de variables o utilizar la tecla CTRL para hacer selecciones múltiples de variables.



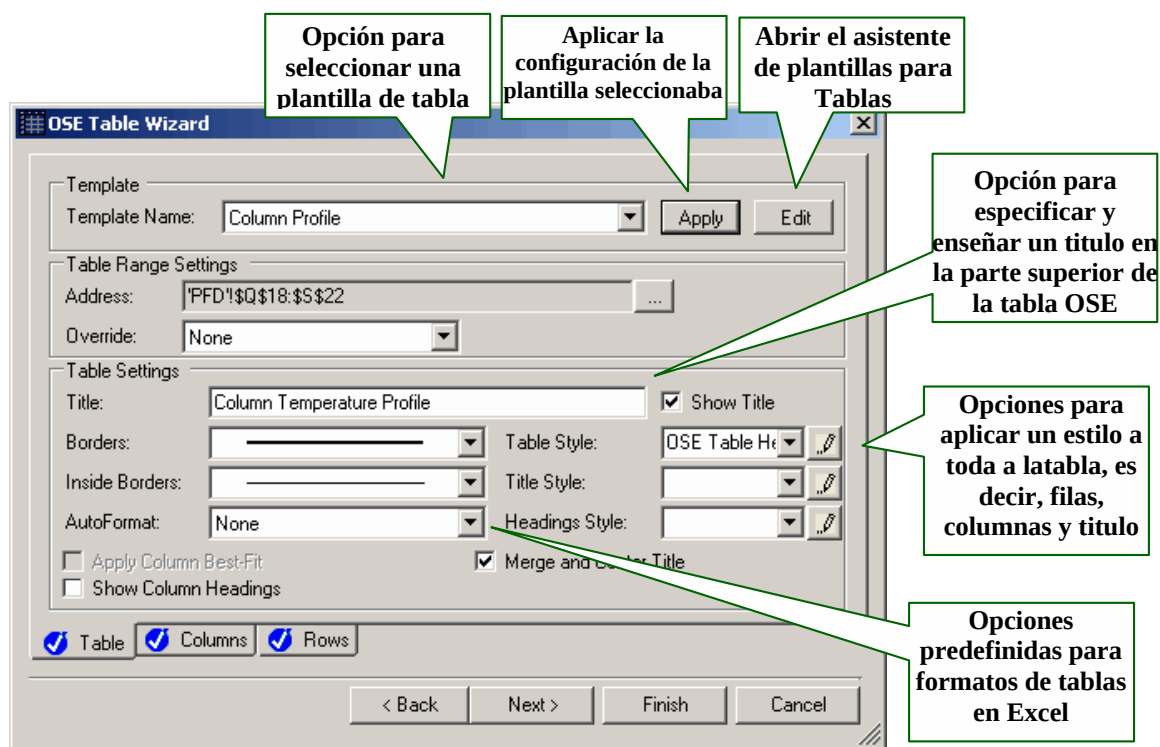
ASISTENTE DE TABLAS OSE

Se debe utilizar el botón de “Asistente de Tablas OSE”, , para seguir paso a paso el proceso para crear y colocar una tabla dentro de el libro de trabajo de Excel. El asistente de tablas OSE muestra una caja de dialogo para fijar la localización y el rango de la tabla en la hoja de cálculo. El autor de la interfaz debe señalar una celda de la hojade cálculo de de Excel si desea cambiar la dirección. Esta dirección corresponde a

la esquina superior izquierda de la Tabla. Una vez fijada la dirección hay que pulsar el botón OK para continuar. Un ejemplo se muestra a continuación.



En la ventana que se muestra se podrá especificar el encabezado (título), seleccionar los bordes y/o utilizar o usar la opción de formatos de tablas en Excel, e igualmente especificar otras opciones de la tabla que será incorporada en la hoja de cálculo de Excel. Esta ventana también le permite memorizar o guardar las Plantilla de las tablas.

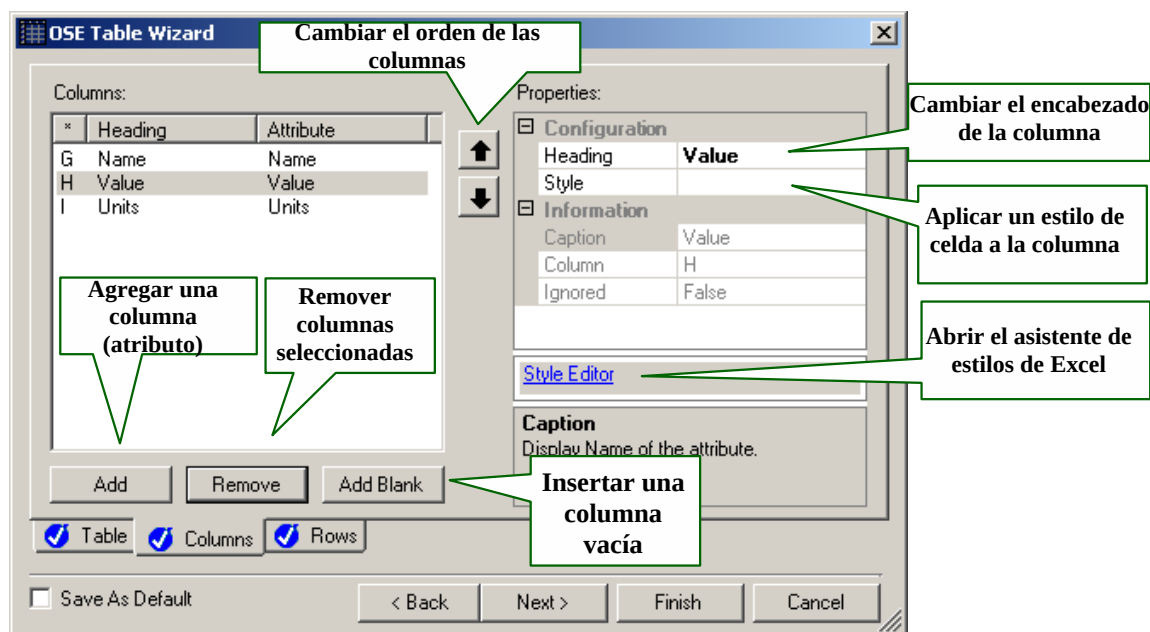


Si el rango de las tablas seleccionadas se superpone ante cualquier tabla existente, un símbolo de advertencia, , aparecerá en el formulario. El usuario puede resolver la superposición, cambiando la localización de la tabla cambiando el número de filas y columnas.

Varias opciones para dar formatos están disponibles en el rótulo de “Configuraciones de Tablas”. La opción de Auto-Formato puede ser usada para aplicar una tabla predefinida e incluida en Excel. La opción “Bordes” se utiliza de para dibujar automáticamente un borde alrededor el limite de la tabla. La opción de “Bordes Internos” se emplea para dibujar los bordes dentro de los límites exteriores de la tabla del Libro de Trabajo OSE. También se puede seleccionar los estilos de celdas predefinidas para la tabla, la selección de titulo, o encabezados. Usar el botón de “Estilos”, para abrir el asistente de Estilos de Excel y definir nuevos estilos de celdas.

Por defecto, el titulo de la tabla se combinará automáticamente en todas las columnas y filas de la tabla. Desmarque la opción de “Función de Centrado de Titulo” para inhabilitar ésta característica.

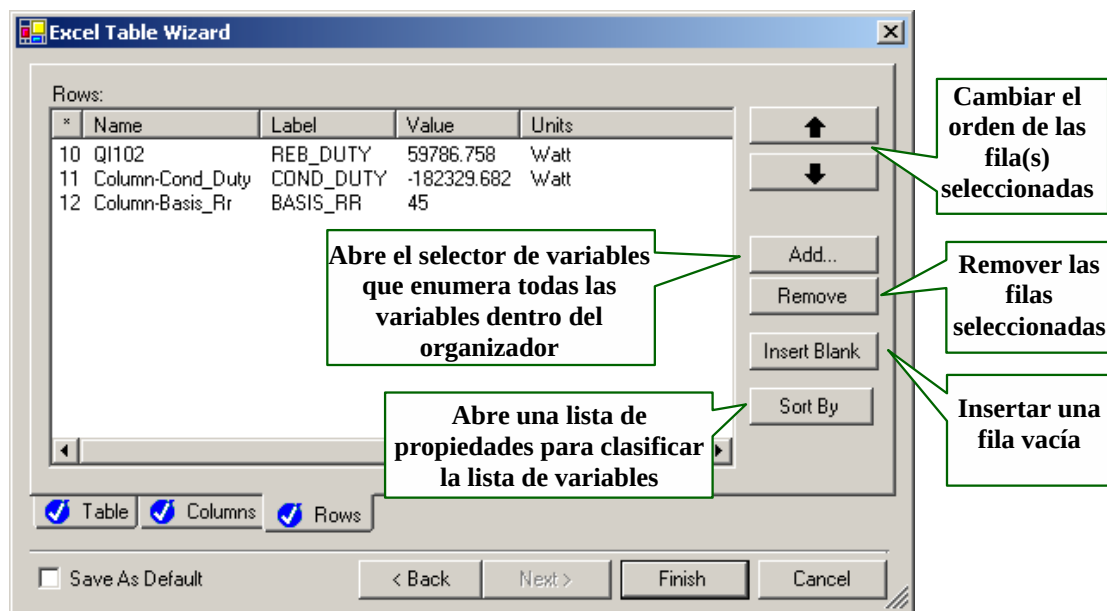
Utilizar el menú de “Columnas” para seleccionar que las características de las variables que se desean mostrar en la tabla OSE. Cada característica de la variable corresponde a una columna en la tabla



El menú “Filas” se utiliza para especificar el orden de la variable (en la fila) de la tabla OSE. Este formulario también contiene los controles para añadir o remover a las variables. En la tabla, cada variable corresponde a una fila horizontal.

Las variables pueden ser ubicadas en el orden deseado pulsando los encabezados de las columnas. Por ejemplo, cuando se pulsa el encabezado, las variables son posicionadas en orden alfabético.

El botón de “Ordenar Por” puede ser utilizado para reordenar automáticamente la lista del variable basándose en la propiedad de las variables, lo cual, no es mostrada en la tabla



Por último, se debe pulsar “Terminar” para salir del “Asistente de Tablas” e insertar la tabla en la hoja de calculo de Microsoft Excel. .

Para mover o eliminar las tablas, siempre se debe utilizar el “Administrador de Tablas” o el “Asistente de Tablas OSE”. El Asistente de Tablas OSE también puede ser usado para añadir/remover filas y/o columnas (incluyendo filas y columnas vacías) y para agregar auto formatos de tablas.

Para editar una tabla existente, se debe colocar el cursor sobre alguna de las celdas de la tabla y pulsar el botón derecho del mouse. Luego, seleccionar “Tablas OSE” en el menú que se desplegará.

Es importante tener en cuenta que una vez que las tablas sean puestas en una hoja de Excel no deberán de ser movidas o eliminadas manualmente. Se deben utilizar el “Asistente de Tablas OSE” o el “Administrador de Tablas” para eliminar y/o mover las tablas sin romper los vínculos de datos con la simulación.

TABLAS RAPIDAS

El botón de Tablas Rápidas, , permitirá crear o aplicar una Plantilla de Tabla de forma rápida. Si están disponibles las plantillas predefinidas, aparecerá una lista de las plantillas disponibles. Se debe pulsar el nombre de plantilla para generar una tabla que contendrá las variables seleccionadas. Si no existen plantillas, será mostrada la opción “<Editar Lista...>”, la cual hay que pulsar para abrir el “Asistente de Plantillas de Tablas OSE”.

El “Asistente de Plantillas de Tablas OSE” permitirá predefinir todas las propiedades de una tabla, incluyendo cuales columnas (propiedades de variables) serán incluidas, al igual que los formatos de la tabla. Se podrán seleccionar los formatos globales de tablas preexistentes o aplicar estilos a las de columnas, encabezados, o títulos.

Las plantillas para Tablas son guardadas/memorizadas por nombre y pueden aplicarse mas adelante cuando se creen tablas nuevas. Las plantillas de tablas pueden ser exportadas (como archivos) y re-usadas (importadas) en otros casos del Libro de Trabajo OSE.

CAPÍTULO IX

ANEXOS

Tabla 51: Propiedades del CO₂ y H₂S

NOMBRE	CO ₂	H ₂ S
Peso Molecular	44,011	34,082
Temperatura De Ebullición A 1atm (K)	194,68 (sublimación)	212,8
Presión en el Punto Crítico (atm)	72,79	88,9
Temperatura en el Punto Triple (K)	216,6	187,7
Calor De Vaporización A 1atm (KJ/Kg)	573,59 s	548,26
Calor De Fusión (KJ/Kg)	180,75 (punto triple)	69,78
Calor Sensible Del Vapor; @ 300K; (KJ/Kg)	86,6	-
Calor Específico A 273°k E 1atm (KJ/Kg K)	0,825	1,105
Densidad A 273°k y 1atm (Kg/Nm ³)	19,769	15,392
Densidad Del Líquido A Temperatura De Ebullición (Kg/m ³)	1560 solidó	914
Densidad Del Vapor A Temperatura De Ebullición (Kg/M ³)	2,815	-

Tabla 52: Solventes comerciales en la industria

Proceso de Absorción	Solvente	Condiciones de proceso	Licencia
Solventes Físicos			
Rectisol	Metanol	-10/-10°C, > 2 MPa	Lurgi y Linde, Germany; Lotepro Corporation, USA
Puisol	n-metil 1-2 propileno (NMP)	-20/+40°C, >2 MPa	Lurgi, Germany
Selexol	Dimetil eter de Polietileno gilcol (DMPEG)	-40 °C, 2.3 MPa	Unión Carbide, USA
Fluor Solvent	Polietileno Carbonato	Bajo temperatura ambiente, 3.1-6.9 MPa	Fluor, El Paso, USA
Solventes Químicos			
<i>Orgánicos, Basados en Aminas</i>			
MEA	2.5 n monoetanolamina e inhibidores químicos	~40°C, ambiente-presiones intermedias	Dow Chemical, USA
Amine Guard (MEA)	2.5 n monoetanolamina e inhibidores químicos	~40°C, ambiente-presiones intermedias	Unión Carbide, USA
Econamina (DGA)	6 n diglicolamina	80-120°C 6.3 MPa	SNEA versión por Societe Nacional Elf Aquitaine, France.
ADIP (DIPA & MDEA)	2-4 n diisopropanolamina 2 n metildietanolamina	35-40°C. >0.1 MPa	Shell, Netherlands
MDEA	2 n metildietanolamina		
Flexosorb/ KS-1, KS-2, KS-3	Hindered amina		Exxon, USA; M.H.I
<i>Inorgánicos</i>			
Benfield and versions	Carbonato de potasio& catalizador Lurgi y Catacarb con atrioxido de arsénico.	70-120°C, 2.2-7 MPa	Lurgi, Germany; Eickmeyer y asociados, USA; Giammarco Vetrocoke, Italia.
Solventes Físicos/Químicos			
Sulfinol-D y Sulfinol-M	Mezcla de DIPA o MDEA, agua y tetrahidrotiofeno (DIPAM) o dietilamina	>0.5 MPa	Selt, Netherlands
Amisol	Mezcla de metanol y MEA, DEA, diisopropilamina (DIPAM) o dietanolamina	5/40°C, >1 MPa	Lurgi, Germany

Tabla 53: Propiedades de las alconolaminas empleadas para la remoción de gases ácidos [Sheila, 2007]

Propiedad	Primaria		Secundaria		Terciaria	
	MEA	DGA	DEA	DIPA	TEA	MDEA
Peso Molecular	61,09	105,14	105,14	133,19	149,19	119,17
Gravedad específica a 20/20°C	10,179	10,550	10,919	0,9890	11,258	10,418
Punto de ebullición, °C a 760 mmHg	171	221	Descompone	248,7	360	247,2
Punto de ebullición, °C a 50 mmHg	100	-	187	167	244	164
Punto de ebullición, °C a 10 mmHg	69	-	150	133	208	128
Presión de Vapor, mmhg a 20 °C	0,36	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Punto de congelación, °C	10,5	-9,5	28,0	42	21,2	-21,0
Solubilidad en agua, % por peso a 20°C	Completa	Completa	96,4	87	Completa	Completa
Viscosidad absoluta, cps a 20°C	24,1	26 (24°C)	380 (30°C)	198(45°C)	1,013	101
Calor de vaporización, Btu/lb a 1 atm	355	219,1	288 (23mm) (168,5 °C)	184,5	230	223
Calor de Reacción,BTU/lb para el H₂S	820	674	511	475		455
Calor de Reacción, BTU/lb para el CO₂	825	850	653	550		475

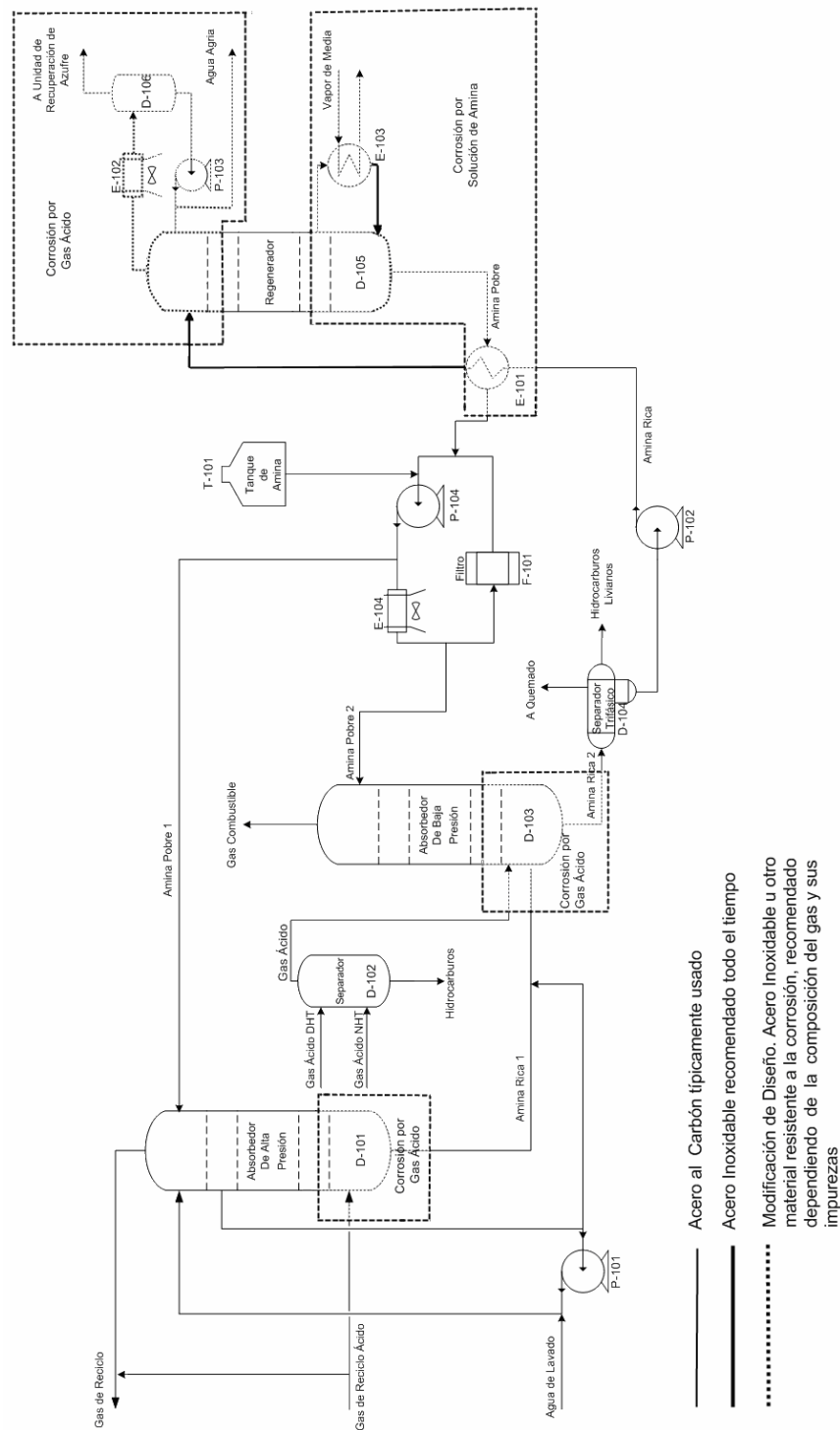


Figura 49 Localización de Zonas Mayormente atacadas por la corrosión en las plantas de Aminas

CAPÍTULO VIII

APÉNDICES

8.1 OBTENCIÓN Y ANÁLISIS DE DATOS OPERACIONALES

Para la obtención de los valores de las variables a emplear en la construcción y validación de las simulaciones, se utilizó la herramienta en línea ASPEN PROCESS EXPLORER. Ésta herramienta ofrece de manera eficaz los datos operacionales históricos actuales de todas las operaciones y procesos que conforman a las refinerías a nivel nacional, dentro de las cuales se encuentra la refinería a la que pertenece el circuito de endulzamiento de gas y tratamiento de aguas agrias estudiados.

En la interfaz del programa ASPEN PROCESS EXPLORER se llevan a cabo los siguientes pasos:

1. Selección de la refinería en estudio.
2. Elección de los procesos a los que pertenecen los circuitos que se desean analizar.
3. Señalar las variables requeridas para el análisis.
4. Ingresar el periodo de tiempo de descarga de datos.
5. Descargar datos operacionales.

Para el periodo de tiempo seleccionado, ASPEN PROCESS EXPLORER proporciona un valor promedio diario de cada variable de operación, obteniéndose de esta manera, un conjunto de valores para cada variable que, en conjunto, describen el funcionamiento global de los circuitos que se desean analizar.

8.1.1 ECUACIONES EMPLEADAS PARA EL ANALISIS DE DATOS

Con el objetivo de reducir el conjunto de valores en el tiempo de cada variable a una sola magnitud representativa, se realizó el cálculo del promedio (medida de tendencia central) de los valores diarios de cada variable, y fue estimada la desviación estándar como medida de dispersión y comparación. Las ecuaciones estadísticas empleadas se muestran a continuación:

8.1.1.1 MEDIA ARITMÉTICA (PROMEDIO)

$$\bar{\mu} = \frac{1}{n} \times \sum_{\text{Fecha_inicial}}^{\text{Fecha_final}} X_i \quad \text{Eq (2)}$$

Donde:

$\bar{\mu}$: Promedio de variables de operación correspondiente al período.

X_i : Variable de operación correspondiente al día “i”.

n : Número de días que conforman al período.

8.1.1.2 DESVIACIÓN ESTÁNDAR

$$S = \frac{1}{n-1} \times \sqrt{\sum_{\text{Fecha_inicial}}^{\text{Fecha_final}} (X_i - \bar{\mu})^2} \quad \text{Eq (3)}$$

Donde

S : Desviación estándar correspondiente al período de evaluación.

8.1.2 SELECCIÓN DE DATOS OPERACIONALES PARA LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

Fueron descargados los datos operacionales correspondientes a las variables de interés para un tiempo de 6 meses, comprendido desde el 28/7/07 hasta el 24/1/08, identificándose tres periodos de tiempo de acuerdo a la consistencia en el tiempo de los valores de todas las variables involucradas en el sistema. Los periodos estudiados son mostrados en la siguiente tabla:

Tabla 41: Períodos de tiempo analizados para la planta de gases ácidos.

	Inicio	Fin	Días
Período 1	06/08/2007	25/09/2007	49
Período 2	07/10/2007	06/01/2008	89
Período 3	14/01/2008	06/02/2008	22

Los días que conforman los periodos mostrados en la Tabla 41 están representados por un valor promedio diario de la variable implicada.

A continuación se muestran los resultados del análisis llevado a cabo sobre cada una de las variables operacionales implicadas. En la gráfica de referencia mostrada se distinguen claramente los periodos de evaluación señalados en la Tabla 41. Los datos representados con cruz (+) no fueron tomados en cuenta en el cálculo del promedio y desviación estándar debido a que presentan un comportamiento irregular y constante en todas las gráficas.

8.1.2.1 FLUJOS DE OPERACIÓN

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para los flujos de operación:

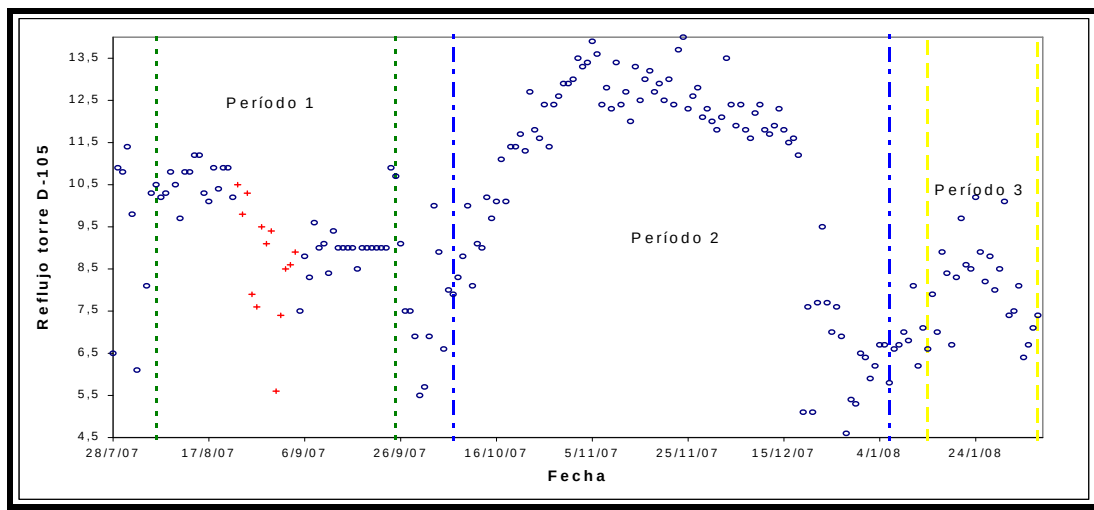


Figura 44: Reflujo de la torre de regeneración

Tabla 42: Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de alta presión D-101, (GPM)	$\bar{\mu}$	220,8	219,6	220
	S	0,99	1,5	0,07
Circulación de amina pobre requerida en el absorbedor de baja presión D-103 , (GPM)	$\bar{\mu}$	179,9	144,9	160
	S	0,06	0,21	0,05
Flujo de Bypass de gas de reciclo ácido, (MMFCSH)	$\bar{\mu}$	2,26	2,49	1,89
	S	0,22	0,55	0,16
Alimentación de agua de lavado, (GPM)	$\bar{\mu}$	9,1	10,6	11
	S	0,25	1,37	0,27
Agua de lavado recirculada a D-101, (GPM)	$\bar{\mu}$	22,79	23,26	19,41
	S	0,68	1,53	0,67
Hidrógeno de reciclo dulce resultante de la torre D-101, (MMSCFH)	$\bar{\mu}$	6,77	7,05	6,59
	S	0,18	0,46	0,13
Gas combustible dulce desde la Torre D-103, (MMFCSH)	$\bar{\mu}$	0,15	0,15	0,13
	S	0,02	0,04	0,01
Circulación de amina pobre en el circuito de filtrado, (GPM)	Moda	69,9	59,9	43,8
Amina rica total a regeneración, (GPM)	$\bar{\mu}$	386	433,5	441,6
	S	2,29	8,34	0,61
Reflujo de la torre de regeneración D-105, (GPM)	$\bar{\mu}$	9,7	10,8	8,1
	S	0,97	2,57	1,07
Gas ácido de amina desde D-106, (MMSCFH)	$\bar{\mu}$	357,74	264,68	317,15
	S	16,2	68,4	6

8.1.2.2 TEMPERATURAS DE OPERACIÓN

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para las temperaturas de operación:

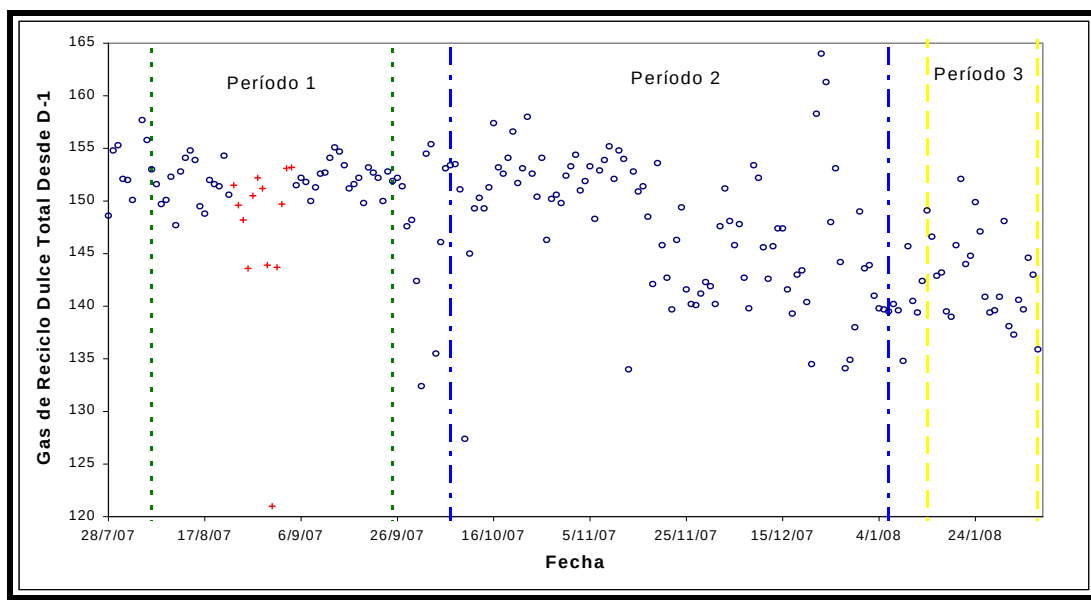


Figura 45: Temperatura de hidrógeno de reciclo dulce total resultante de la torre D-101

Tabla 43: Análisis estadístico de la temperatura de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de alta presión D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	155,3	153,1	148,1
	S	1,75	5,69	4,13
Temperatura de hidrógeno de reciclo ácido tratado en la torre D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	143,6	139,9	134,4
	S	1,8	7,25	5,06
Temperatura de amina rica resultante de la torre D-101	$\bar{\mu}$	149,4	145,4	139,9
	S	1,8	7,08	4,87
Temperatura de hidrógeno de reciclo dulce total resultante de la torre D-101, (°F)	$\bar{\mu}$	152	147,7	143
	S	1,73	6,65	4,29
Temperatura de amina pobre empleada en el absorbedor de baja presión D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	119,5	117,6	116,1
	S	1,7	1,96	0,96
Temperatura de gas combustible ácido tratado en D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	101,2	82,5	76,1
	S	3,14	4,1	1,87

Tabla 43: Análisis estadístico de la temperatura de operación de la planta de endulzamiento de gases ácidos (Continuación).

Variable		Período 1	Período 2	Período 3
Temperatura de amina rica desde el separador trifásico D-104, (°F)	$\bar{\mu}$	139,4	140,2	135,1
	S	1,6	4,95	3,02
Temperatura de amina pobre desde E-101 hacia circuito de filtrado, (°F)	$\bar{\mu}$	169,3	169	165,4
	S	1,08	3,61	1,85
Temperatura de amina rica desde E-104 hacia D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	218,4	218,7	216,3
	S	0,63	1,6	1,15
Temperatura de la amina rica desde la torre regeneradora D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	247,9	247,2	246,1
	S	0,79	0,58	0,18
Temperatura de gas ácido desde la torre de regeneración D-105, (°F)	$\bar{\mu}$	231,4	233,3	232,4
	S	0,39	1,43	0,34
Temperatura del tambor de reflujo D-105 de la torre de regeneración, (°F)	$\bar{\mu}$	91,1	89,3	89,3
	S	1,93	1,47	1,43
Temperatura de gas combustible dulce desde D-102, (°F)	$\bar{\mu}$	118	116	114,4
	S	1,79	2,14	1

8.1.2.3 CARGAS DE AMINAS (MOL H₂S/MOL DEA)

A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos para las cargas ácidas de amina en la planta de gases ácidos:

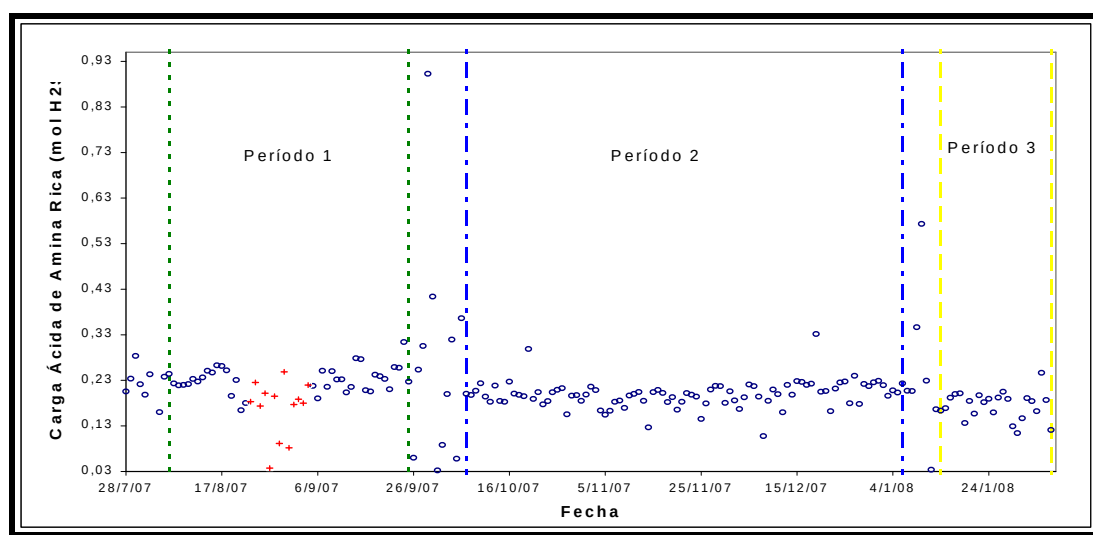


Figura 46: Carga ácida de amina rica hacia torre regeneradora D-104

Tabla 44: Análisis estadístico de las cargas ácidas de amina en la planta de endulzamiento de gases ácidos.

Variable		Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3
Carga ácida de amina pobre hacia absorbedores (mol H ₂ S/mol DEA)	$\bar{\mu}$	0,04	0,04	0,04
	S	0,01	0,01	0,01
Carga ácido de amina rica hacia torre regeneradora D-104, (mol H ₂ S/mol DEA)	$\bar{\mu}$	0,23	0,2	0,18
	S	0,03	0,03	0,03

8.1.2.4 ANÁLISIS DE DATOS PARA LA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GASES ÁCIDOS

En los valores proporcionados por los promedios de datos y desviación estándar, se puede observar en términos generales, que la desviación estándar de los períodos 1 y 3 son menores en comparación con el período 2, indicando que en éste último periodo existe una mayor dispersión de los datos con respecto a la medida de tendencia central (promedio) y por lo tanto la media no representa eficazmente el comportamiento de la variable implicada en el tiempo.

Las desviaciones estándar calculadas para los períodos 1 y 3, reflejan una menor dispersión en el tiempo respecto al promedio de los datos, indicado que la media es una medida representativa y descriptiva del valor de cada variable para el funcionamiento global de la planta de endulzamiento de gases ácidos.

La variable “circulación de amina pobre en el circuito de filtrado” no presenta comportamiento sostenido en el tiempo, lo cual es debido a la inyección de amina fresca y agua de reposición que tiene lugar en la bomba P-104 para mantener el inventario y concentración de la solución de amina en 20% en peso de DEA. Considerando este hecho, se ha tomado como medida representativa para esta variable, para efectos de la simulación, el valor de la moda, la cual es la magnitud que cuenta con mayor frecuencia dentro del período en estudio.

En términos generales, los resultados obtenidos para el período 1 reúnen las siguientes características:

1. Esta conformado por una mayor cantidad de días en comparación con el período 2.
2. Baja dispersión de datos, lo cual se traduce en un comportamiento más sostenido en el tiempo de las variables que conforman al proceso.
3. Debido a la baja desviación estándar presentada, el promedio de los valores en el tiempo puede ser empleado como magnitud representativa del comportamiento de cada variable de proceso.

Con base a las características expuestas, el promedio de las magnitudes en el tiempo de las variables implicadas en el proceso correspondientes al período 1, son las empleadas para llevar a cabo la simulación de la planta de endulzamiento de gases ácidos y la posterior validación con los datos de campo.

8.1.3 SELECCIÓN DE DATOS OPERACIONALES PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

Las variables operacionales de interés disponibles para la descarga en la planta de tratamiento de aguas agrias corresponden al período de tiempo mostrado en la siguiente tabla:

Tabla 45: Períodos de tiempo analizados para la planta de tratamiento de aguas agrias.

	Inicio	Fin	Días
Período 1	27/02/2008	30/04/2008	32
Período 2	29/03/2008	22/05/2008	23

Los resultados del análisis estadístico realizado se muestran a continuación.

8.1.3.1 FLUJOS DE OPERACIÓN

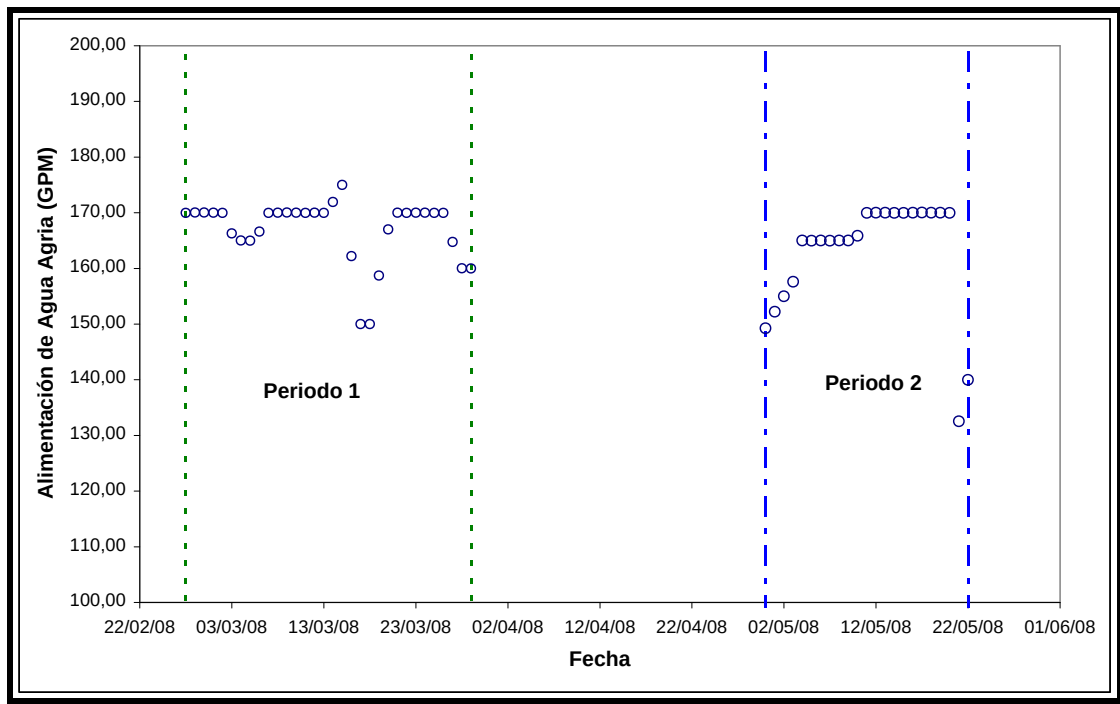


Figura 47: Flujo de alimentación de agua de lavado a la torre despojadora D-201

En la siguiente tabla se muestran, el promedio ($\bar{\mu}$) y la desviación estándar de los distintos flujos de operación.

Tabla 46: Análisis estadístico de los flujos de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.

Variable		Período 1	Período 2
Alimentación de Agua Agria, GPM	$\bar{\mu}$	166,9	162,7
	S	5,8	10,4
Agua Despojada, GPM	$\bar{\mu}$	160	156
	S	2,88	10,7
Flujo de gas a U.R.A, MMSCFD	$\bar{\mu}$	1,02	0,83
	S	3,1	4,8

8.1.3.2 TEMPERATURAS DE OPERACIÓN

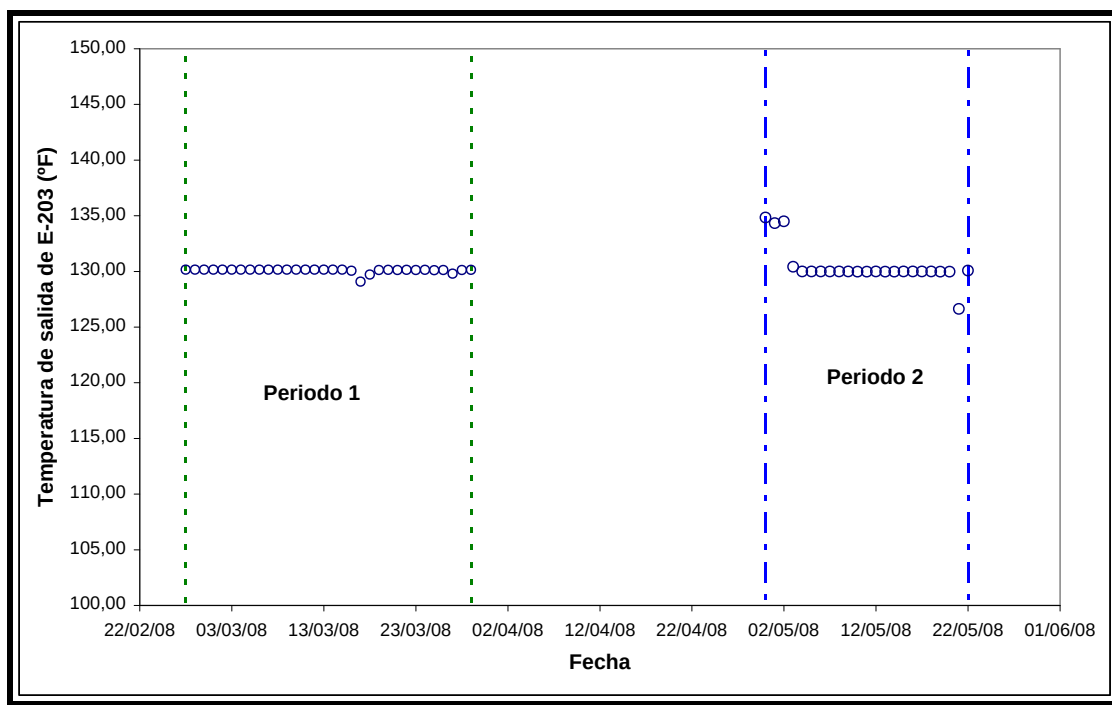


Figura 48: Temperatura de la corriente desde pumparound saliente de E-203

En la siguiente tabla se muestran, el promedio ($\bar{\mu}$) y la desviación estándar de las distintas temperaturas de operación:

Tabla 47: Análisis estadístico de las temperaturas de operación de la planta de tratamiento de aguas agrias.

Variable		Período 1	Período 2
Alimentación de D-201, °F	$\bar{\mu}$	177,5	183,3
	S	2,71	2,9
Temperatura de Tope de D-201, °F	$\bar{\mu}$	183,1	171,9
	S	2,2	6,5
Temperatura de fondo de D-201, °F	$\bar{\mu}$	257,0	256,0
	S	1,5	1,4
Temperatura de entrada a E-203, °F	$\bar{\mu}$	206,7	199,5
	S	2,9	2,6
Temperatura de salida de E-203, °F	$\bar{\mu}$	130,1	130,5
	S	0,2	1,8

8.1.3.3 SELECCIÓN DE DATOS PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AGRIAS

Como puede observarse en las tablas anteriores, la desviación estándar de cada variable operacional resultante del periodo 1 es menor a la del periodo 2, indicando que las variables permanecen más constantes en el tiempo. Adicionalmente, el periodo 1 abarca un periodo de tiempo mayor, lo cual hace a éste periodo más representativo.

Debido a lo expuesto, se ha seleccionado el periodo 1 para llevar a cabo la validación de los datos operacionales de la planta de tratamiento de aguas agrias.

8.2 LIMITACIONES DEL PAQUETE DE AMINAS

Las propiedades del paquete de Aminas disponible en el simulador Aspen Hysys 2004.2, contiene correlaciones de datos con restricciones de uso de ciertas condiciones de presión, temperatura, composición y componentes.

La química y propiedades físicas disponibles en la base de datos del paquete de aminas están restringidas a los siguientes componentes.

Tabla 48: Componentes que soporta el uso del paquete de aminas del simulador Hysys 2004.2.

Gases Ácidos	CO ₂ , H ₂ S, COS, CS ₂
Hidrocarburos	CH ₄ a C ₁₂
Olefinas	C ₂ =, C ₃ =, C ₄ =, C ₅ =
Mercaptanos	M-Mercaptanos, E-Mercaptanos
No-Hidrocarburos	H ₂ , N ₂ , O ₂ , CO, H ₂ O
Aromáticos	C ₆ H ₆ , Tolueno, m-Xileno

Es importante señalar que el paquete de aminas no permite el uso componentes hipotéticos.

La siguiente tabla muestra las condiciones de concentración, presión y temperatura que pueden ser usadas en el Paquete de Aminas:

Tabla 49: Rango de aplicabilidad de concentración, presión y temperatura soportado por el paquete de aminas de Hysys 2004.2.

Amina	Concentración, (% peso)	Presión Parcial de Gas Ácido, (psia)	Temperatura, (°F)
MEA	0-30	0,00001-300	77-260
DEA	0-50	0,00001-300	77-260
TEA	0-50	0,00001-300	77-260
MDEA	0-50	0,00001-300	77-260
DGA	50-70	0,00001-300	77-260
DIPA	0-40	0,00001-300	77-260

Este paquete soporta las mezclas de MDEA-MEA y MDEA-DEA. Las limitantes presentadas para las mezclas de aminas son las mismas a las correspondientes para la MEA o DEA correspondientemente.

En la siguiente tabla se presenta los valores recomendados por el paquete de aminas para la carga máxima de gas ácido (mol de gas ácido/ mol de amina) en las distintas líneas de proceso, según la amina empleada.

Tabla 50: Cargas Máximas de gas ácido recomendadas por el Paquete de Aminas.

Amina	Máxima carga de gas ácido (mol gas ácido/ mol amina)	
	CO ₂	H ₂ S
MEA	0,50	0,35
DEA	0,45	0,30
TEA, MDEA	0,30	0,20
DGA	0,50	0,35
DEA/MDEA	0,45	0,30
MEA/MDEA	0,45	0,30

Por último se debe señalar que las predicciones obtenidas por la aplicación del paquete de aminas son bastantes precisas siempre y cuando se tomen en consideración las limitantes de uso expuestas en el presente apéndice.



8.3 Libro de Trabajo Aspen Ose 2004.2

Guía de Consulta Rápida

Realizado por: Aníbal J. Rivera R.

CONTENIDO

	Pág.
Libro de trabajo aspen OSE	167
Características generales del libro de trabajo aspen ose 2004.2	167
Variables de simulación	167
1 Componentes que integran al libro de trabajo	168
1.1 Barras de herramientas del libro de trabajo	168
1.1.1 Barra de herramientas organizadora OSE	170
1.1.2 Panel organizador de navegación OSE	171
1.1.3 Rejilla de variable del organizador OSE	173
1.1.4 Control de datos	174
1.1.5 Navegador de variables	174
1.1.6 Navegador de tablas OSE	175
2 Desarrollo de la interfaz del modelo	176
2.1 Flujo de trabajo para construir un modelo interfaz usando el libro de trabajo Aspen ose	176
2.1.1 Desarrollo del modelo de simulación	177
2.1.2 Relacionando las variables del modelo a Excel	177
2.1.3 Vinculando casos de simulación a Excel	178
2.1.4 Activando la simulación	179
2.1.4.1 Activacion automatica	179
2.1.5 Haciendo visible la simulación	180
2.1.6 Opción refrescar del libro de trabajo ose	181
2.1.7 Agregando variables dentro del organizador	181
2.1.7.1 Pegando variables usando el mecanismo de copiar/pegar	181
2.1.7.2 Pegando variables usando el navegador variable de OSE	182
2.1.8 Creación de tablas para las variables del modelo	183
2.1.8.1 Asistente de tablas OSE	184
2.1.8.2 Tablas rápidas	188

LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE

El libro de trabajo de Aspen OSE es una herramienta para interconectar los modelos de la simulación de proceso de AspenTech con las hojas de trabajo de Microsoft Excel. Esta capacidad permite implementar una interfaz amigable de los modelos de simulación para uso de terceras personas.

Esta sección resume las características claves del Libro de Trabajo Aspen OSE. Además de describir los pasos a seguir para vincular simulaciones a la hoja de calculo de Microsoft Excel y empezar a utilizar el Libro de Trabajo 2004.2, suministrando al lector una visión general de la interfaz de trabajo, relacionándola con la manera de procesar la información.

CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE 2004.2

- o Libro de Trabajo Aspen OSE puede relacionarse a uno o a más casos de simulación, sin embargo solo un caso de simulación puede estar activo en un determinado momento. El Usuario puede activar y desactivar casos de simulación a su voluntad
- o Es compatible con la familia de productos Aspen, tales como Aspen Plus y Aspen Hysys, así como sus derivados
- o No apoya las simulaciones dinámicas con HYSYS, sin embargo, ésta característica se encuentra disponible en las versiones posteriores, tales como la 2006 y 2006.5

VARIABLES DE SIMULACIÓN

Cualquier número de las variables de un modelo de simulación pueden ser relacionadas a una hoja de Excel. Cada variable del modelo es un objeto complejo con nombre que consiste de varias propiedades, incluyendo tipo (entero, real, etc.), valor, e unidades (donde apliquen).

Las Variables pueden ser especificaciones, resultados calculados, o parámetros de estado.

COMPONENTES QUE INTEGRAN AL LIBRO DE TRABAJO

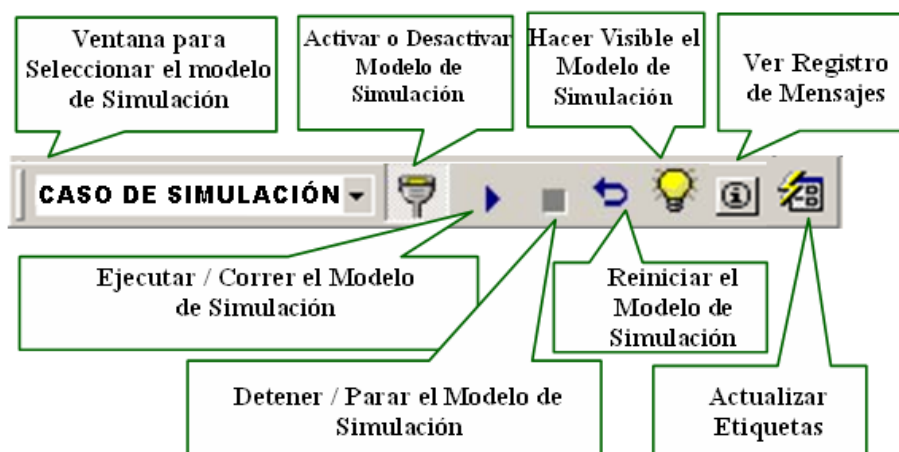
El libro de Trabajo Aspen Ose 2004.2 esta integrado por diversos componentes, mediante los cuales se puede desarrollar el vínculo entre un caso de simulación y una hoja de cálculo de Microsoft Excel. Estos componentes se explican a continuación

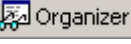
BARRAS DE HERRAMIENTAS DEL LIBRO DE TRABAJO

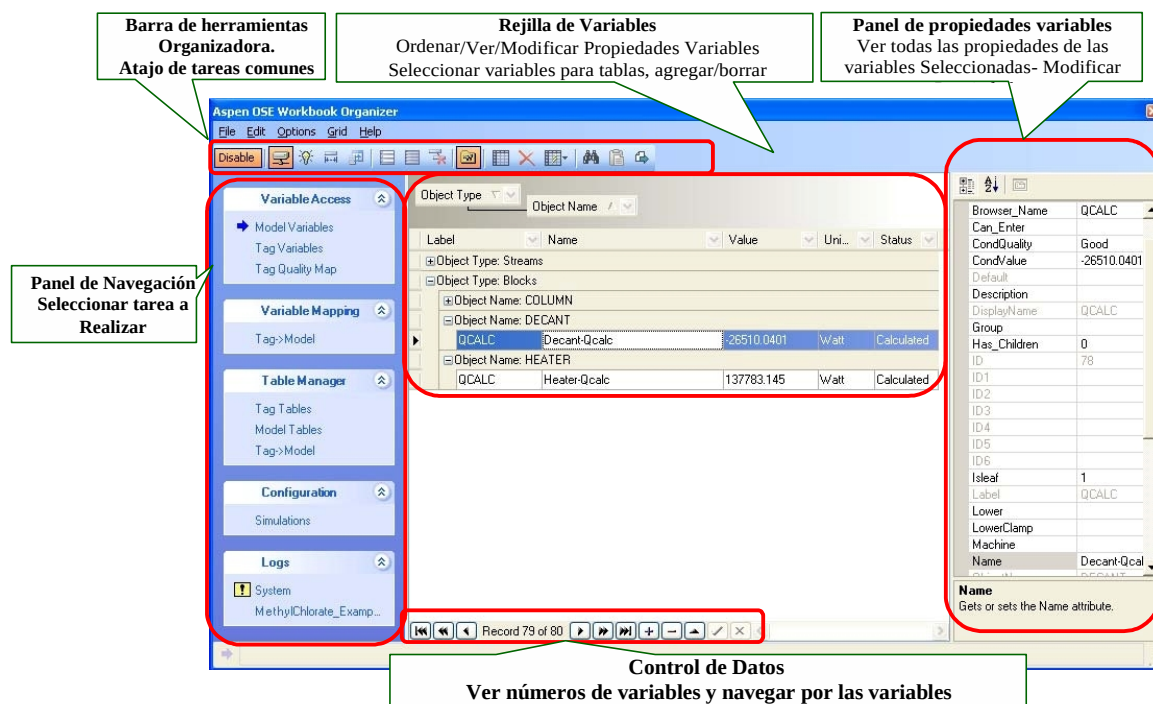
El Libro de Trabajo Aspen OSE le añade dos menús a la barra de herramientas de Excel. La barra de Herramientas de Diseño del Libro de Trabajo de Aspen OSE es usada por el autor del modelo de simulación para acceder al organizador y a otras opciones usadas durante el desarrollo de la interfaz del modelo de simulación con MS Excel. Esta barra también incluye una opción para permitir al autor del modelo de simulación, bloquear la hoja de trabajo del modo de diseño, con el objetivo de restringir el acceso del usuario a varios elementos del Libro de Trabajo OSE.



La “Barra de Herramientas del Libro de Trabajo” contiene los controles para seleccionar activar, ver, empezar y parar los modelos de simulación. Esta barra de herramientas es conveniente para tanto para el autor del modelo como para los usuarios finales.

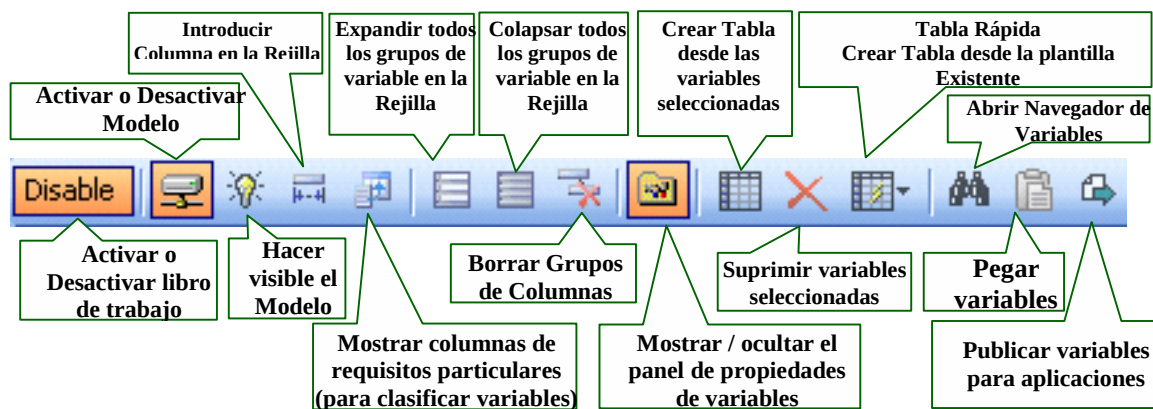


El Organizador, , es una herramienta que se habilita cuando un modelo de simulación es vinculado a la hoja de cálculo. Es usado para localizar, definir, recuperar, clasificar y organizar variables de modelos de simulación y procesar las etiquetas de datos. Dentro del Organizador, el autor del modelo de simulación puede ver todas las propiedades asociadas con cada variable y etiqueta.



BARRA DE HERRAMIENTAS ORGANIZADORA OSE

El Organizador OSE esta compuesto por varios controles, incluyendo los botones para automatizar tareas frecuentes y abrir herramientas tales como el Navegador Variables y el Asistente para tablas.

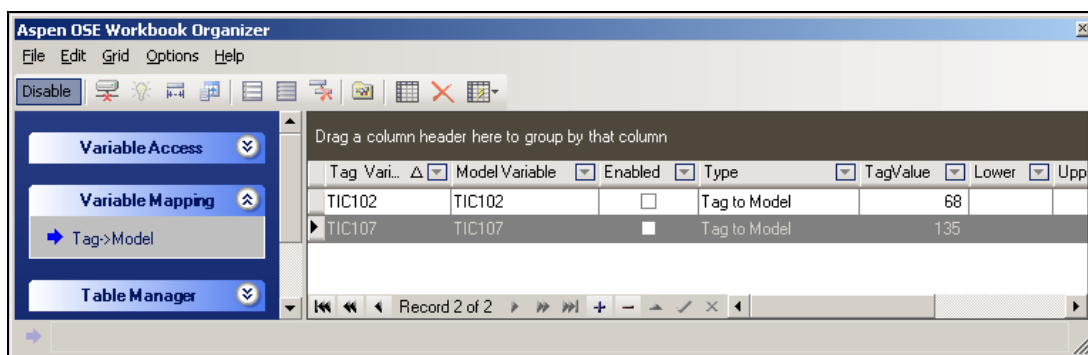


PANEL ORGANIZADOR DE NAVEGACIÓN OSE

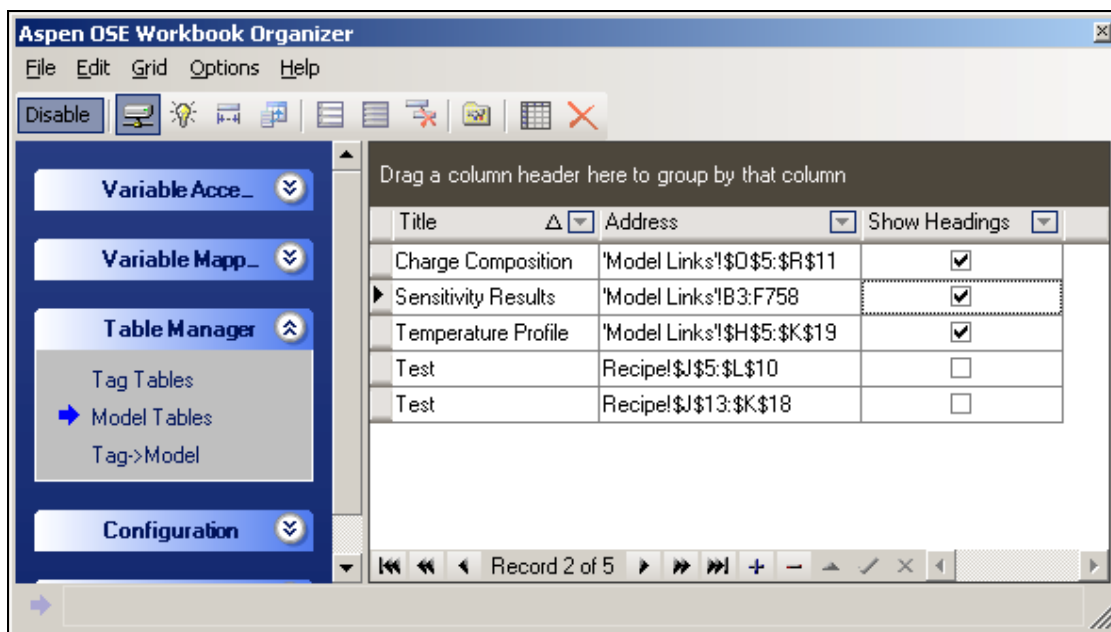
El Panel de Navegación se ubica en el lado izquierdo del Organizador OSE y permite al autor de modelo cambiar entre varias tareas dentro del Organizador. Se divide en cinco sub-zonas:

1.- El **“Acceso a Variables”** se utiliza para manipular las variables del modelo de simulación, es decir, para definir etiquetas. La ventana “Variables del Modelo” para abrir la rejilla de manipulación de variable; la ventana “Etiquetas de Variables” se emplea para abrir la rejilla de etiquetas.

2.- La función de **“Variables Asociadas”** se usa para vincular variables del modelo y procesar las etiquetas de los datos. La comunicación puede ser Etiqueta → modelo, modelo → Etiqueta, o bidireccional

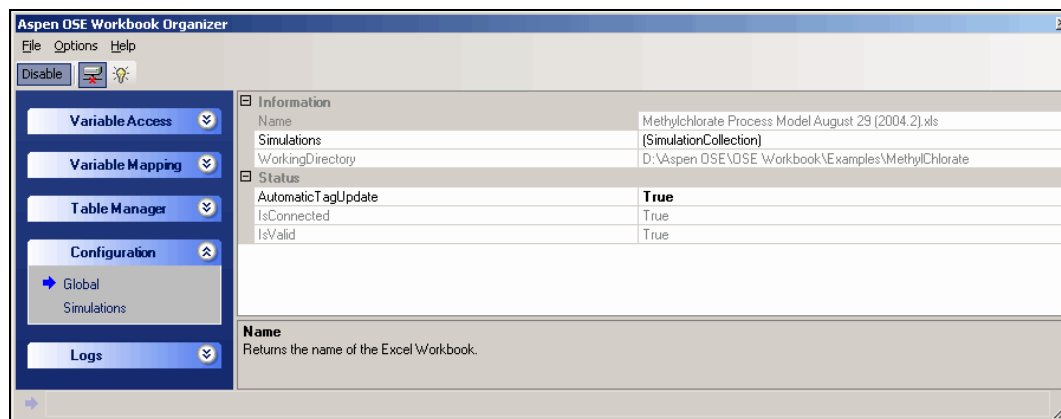


3.- La ventana de **“Administrador de Tablas”** es utilizada para acceder a las tablas del libro de trabajo. Esta vista resume los nombres y ubicaciones de todas las tablas puestas dentro de un Libro de trabajo de Excel. El “Administrador de Tablas” proporciona una forma conveniente para identificar y moverse con seguridad dentro de las tablas, o suprimirlas de la hoja de cálculo de Excel

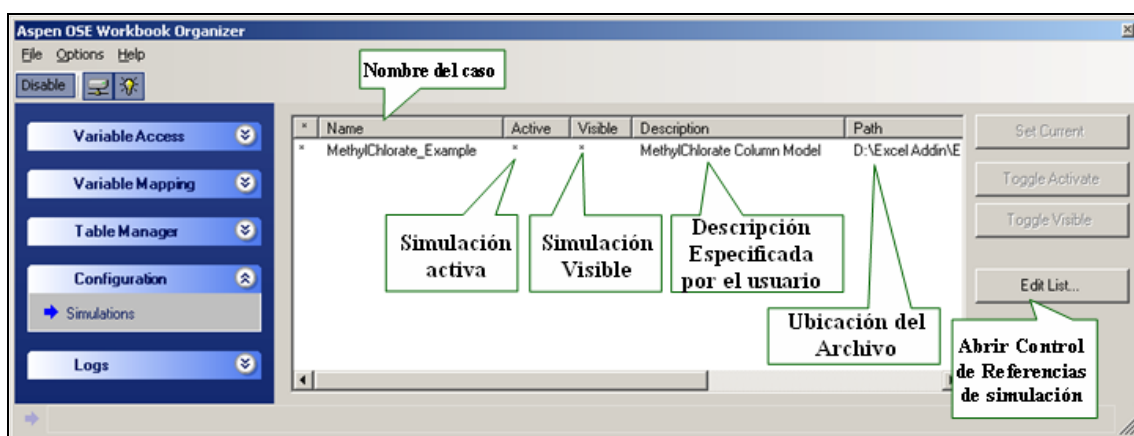


Es aconsejable siempre utilizar el “Administrador de Tablas” o “el Asistente para Tablas” para mover o eliminar tablas. El Asistente para Tablas OSE también puede ser usado para añadir/remover filas y/o columnas (incluyendo columnas vacías) y para el auto-formatos de las tablas incluidas en la hoja de cálculo

4.- En la ventana “**Configuración**”, La vista “**Global**” muestra los parámetros globales del Libro de Trabajo OSE incluyendo la lista de las simulaciones vinculadas, y la dirección de ubicación del archivo que contiene la simulación.



Igualmente dentro de la ventana “Configuración” en la vista “**Simulaciones**” se encuentra una lista de los nombres y atributos de todos los casos de simulación adjuntos al Libro de Trabajo de Excel. Esta vista puede ser utilizada para abrir el navegador (el control de referencias de simulación) para buscar y adjuntar casos adicionales. Esta vista también es usada para cambiar los ajustes por defecto del caso de simulación. Por ejemplo, cuando es abierto el Libro de Trabajo de Excel, el Autor Modelo puede forzar un caso unido de simulación a activarse automáticamente.



5.- La vista de “**Registro**” muestra el estado de los mensajes (advertencias, errores, etc) desde el Libro de Trabajo OSE y desde el caso activo de simulación.

REJILLA DE VARIABLE DEL ORGANIZADOR OSE

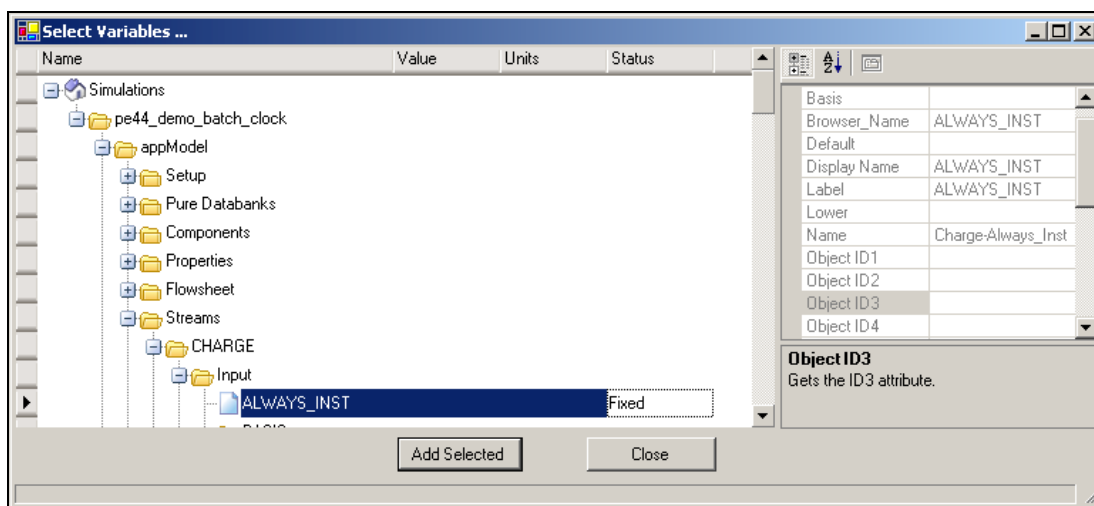
El área de la “Rejilla de Variables” es utilizada para navegar a través de las variables o etiquetas del modelo; para añadirlas (pegarlas) o eliminarlas del organizador. También ofrece la posibilidad para seleccionar las variables para crear tablas en Excel.

CONTROL DE DATOS

El Organizador de “Control de Datos” documenta el número de objetos en la memoria de datos del Libro de Trabajo. Los contenidos de este control dependen de la configuración en el tablero de navegación. Por ejemplo, cuando este viendo las variables de modelos, el control de datos documenta el número de variables organizador.

NAVEGADOR DE VARIABLES

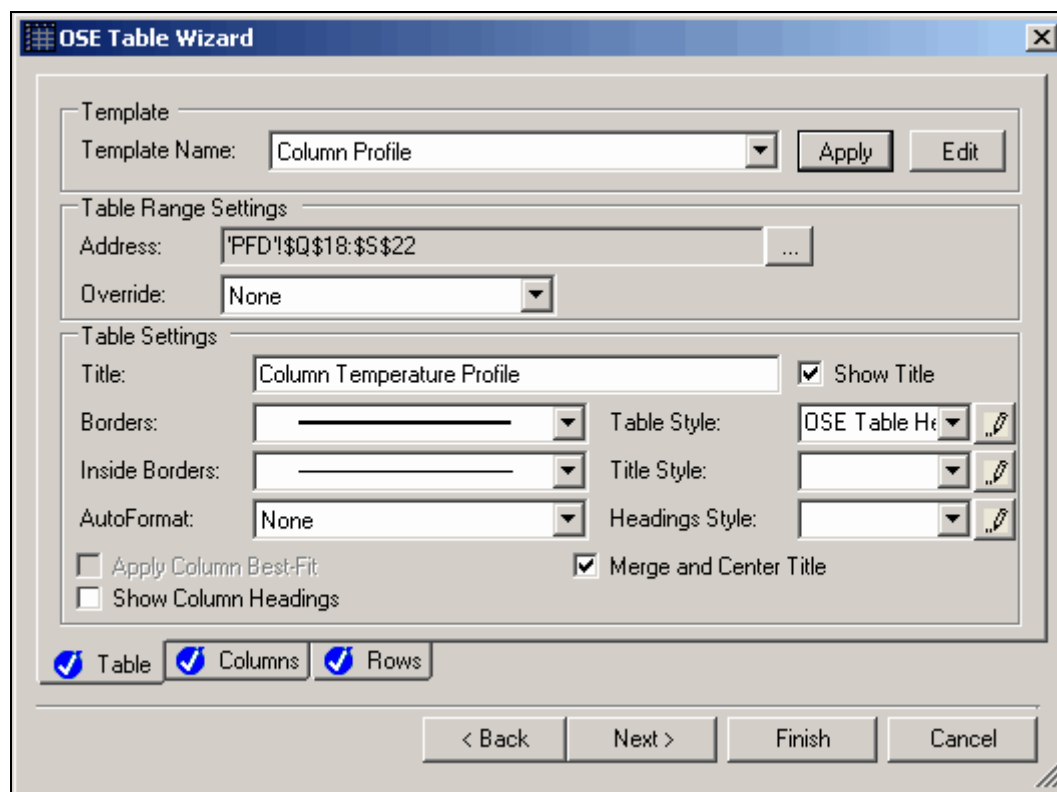
El “Navegador Variables” puede usarse para recuperar variables de los casos de simulación adjuntos. Esta herramienta muestra una representación jerárquica de los datos contenidos dentro de un modelo. El autor del modelo puede navegar a través de este navegador para identificar y seleccionar las variables que serán usadas en la interacción.



El Libro de Trabajo Aspen también le permite al autor del modelo copiar variables directamente desde los formularios nativos de la simulación y pegar éstas variables en la Rejilla de Variable del Organizador.

NAVEGADOR DE TABLAS OSE

Cada uno de los formularios dentro del Organizador permite al autor crear tablas desde las etiquetas o variables seleccionadas. El Asistente de Tablas OSE guía al autor por los pasos necesarios para crear, dar formato, e insertar una Tabla OSE dentro de la hoja de trabajo de Excel.



Cada Tabla puede contener una o mas filas de datos, cada fila corresponde a una variable o etiqueta particular. Cada columna en la tabla corresponde a una propiedad de la variable o etiqueta (por ejemplo, valor o unidades). Las tablas pueden incluir opcionalmente títulos, encabezado de columnas, filas vacías, y columnas vacías. Una vez que las tablas sean puestas dentro de una hoja de Excel, pueden modificar el formato usando las funciones estándar de formatos dentro de Excel.



Advertencia: Una vez que las tablas sean puestas en una hoja de Excel, no deben de ser movidas o eliminadas manualmente. Tanto el Asistente de Tablas OSE y/o el Administrador de Tablas deberán ser utilizados para eliminar y/o mover tablas sin romper los enlaces de datos.

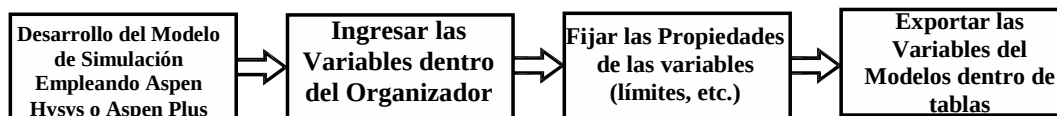
DESARROLLO DE LA INTERFAZ DEL MODELO

A continuación se describe los pasos necesarios para usar el Libro de Trabajo Aspen OSE 2004.2 y desarrollar una interfaz con la hoja de calculo de Microsoft Excel para uno o más casos de simulación. Se describirá como asociar las variables de simulación a tablas en una hoja de Excel empleando para ello el Organizador OSE y además como insertar estas variables dentro de Excel como tablas OSE.

También se explicará las funciones incluidas a Excel que corresponden al Libro de Trabajo Aspen OSE. Dichas funciones hacen más fácil mostrar el nombre, localización y status de los modelos de simulación en la hoja de trabajo y para automatizar el tiempo de corrida.

FLUJO DE TRABAJO PARA CONSTRUIR UN MODELO INTERFAZ USANDO EL LIBRO DE TRABAJO ASPEN OSE

El diagrama mostrado a continuación resume el flujo de trabajo para relacionar una hoja de Excel con los Modelos de simulación usando el Libro de Trabajo Aspen OSE



DESARROLLO DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Es muy importante invertir algún tiempo y esfuerzo en el desarrollo de los casos de simulación para asegurarse que son consistentes sobre un amplio rango de condiciones. Además, el caso de simulación necesita ser diseñado para usar especificaciones apropiadas. Esto es especialmente importante para los casos de Aspen HYSYS.

RELACIONANDO LAS VARIABLES DEL MODELO A EXCEL

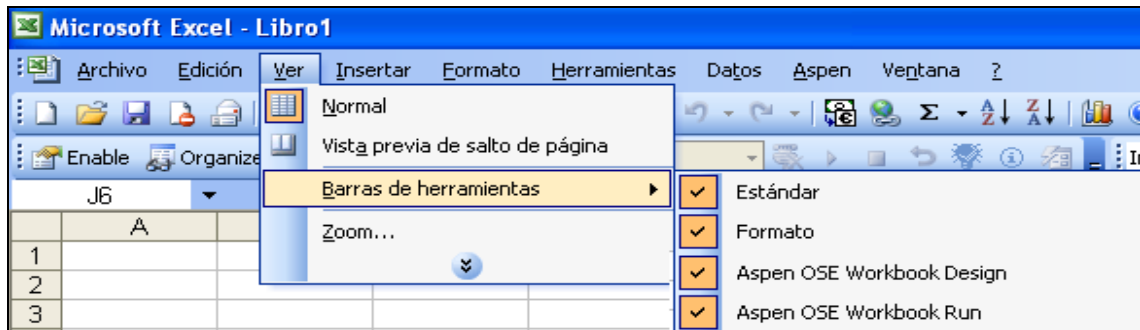
Para relacionar las hojas de Trabajo de Excel a casos de simulación se debe seguir los siguientes pasos:

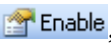
- 1) Habilitar el Libro de Trabajo Aspen OSE
- 2) Vincular la hoja de Excel a uno o más casos de simulación
- 3) Activar la simulación y hacerla visible y
- 4) Copiar las variables del modelo desde el caso de simulación y pegarlas dentro del Organizador.

El Libro de Trabajo Aspen OSE añade dos menús a las barras de herramientas de Microsoft Excel. La barra de herramientas de Diseño del Libro de Trabajo Aspen OSE es utilizada por el autor del modelo para acceder al Organizador y otras opciones utilizadas durante el desarrollo de la interfaz del modelo. La barra de herramientas de ejecución del Libro de Trabajo Aspen OSE contiene los controles para activar, ver, correr, y parar los modelos de simulación vinculados. Esta barra de herramientas es conveniente para el autor y los usuarios finales.

La primera vez que abra una nueva hoja de trabajo, puede que no estén visibles las Barras de herramientas. Para hacer visible estas barras de, seleccione "Ver" y luego "Barras de Herramientas" desde Excel y en el menú presentado

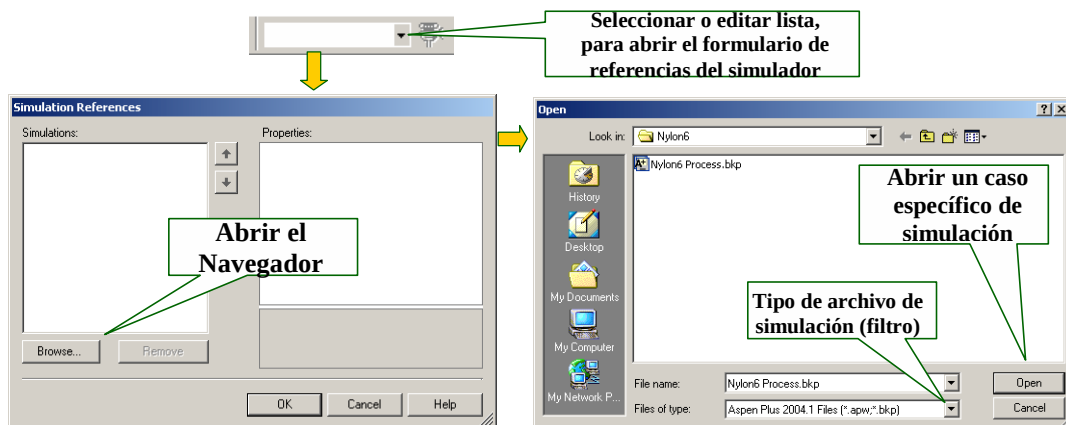
seleccionar las barras de diseño y ejecución del libro de trabajo Aspen Ose, tal como se muestra a continuación.



Al pulsar el botón activar, , en la barra de herramientas de diseño del Libro de Trabajo Aspen OSE se activaran los elementos para empezar a crear la interfaz, los cuales permanecerá activos hasta pulsar el botón de desactivar .

VINCULANDO CASOS DE SIMULACIÓN A EXCEL

Usar el recuadro de selección de "Activar Simulación" en la barra de herramientas de ejecución del Libro de Trabajo Aspen OSE para abrir el formulario de Referencias de simulación. Desde este formulario, seleccionar el botón "Navegar" para abrir el control de navegación. Utilizar este control para localizar y abrir el archivo del caso de simulación que se desear mostrar.



El libro de trabajo Aspen OSE puede relacionar varios casos de simulación a la misma hoja de cálculo de Excel. Sin embargo, solo un caso puede ser activado en un determinado momento. El nombre del caso activo es mostrado en la barra de herramientas de ejecución del libro de trabajo Aspen OSE.

ACTIVANDO LA SIMULACIÓN

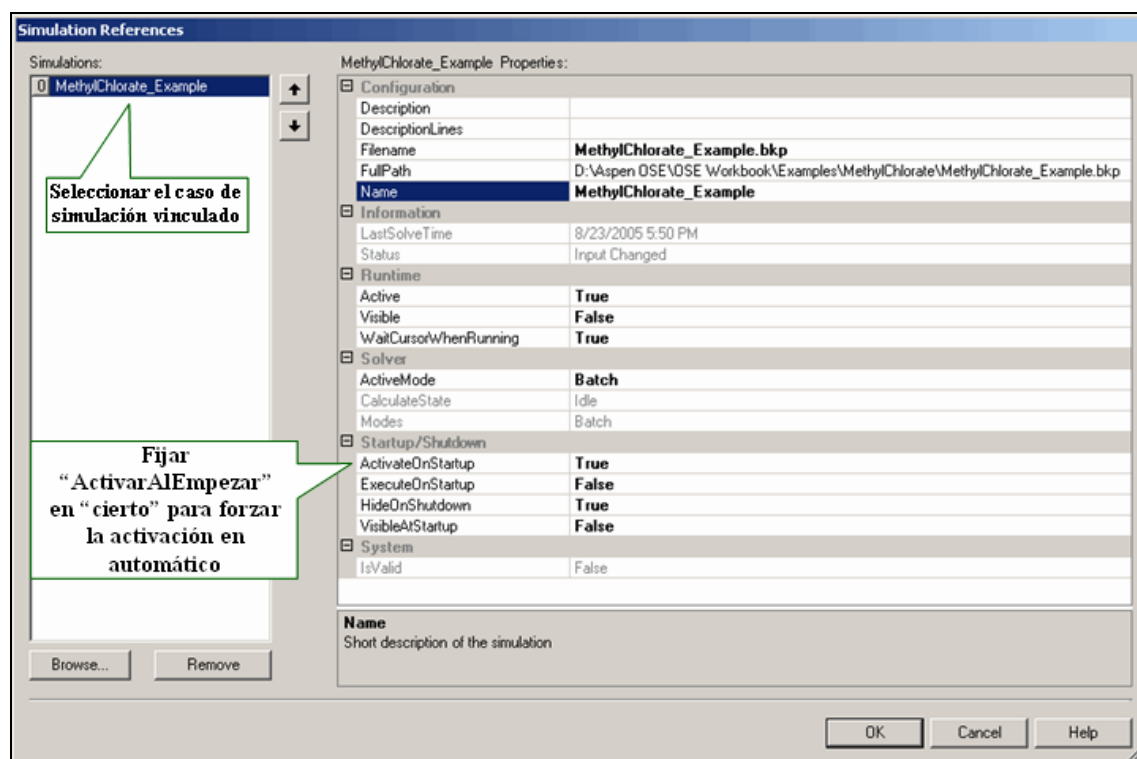
Usar el botón de “Activar la simulación” ,  , una vez se haya vinculado el caso de simulación. Cuando la simulación esta activa el icono cambia a la forma  , el cual puede ser pulsado en el momento que se desee para desactivar la simulación. Es decir,  = inactiva y  =activa.

ACTIVACION AUTOMATICA

El Autor puede fijar el estado de los archivos adjuntos a los casos de simulación. Por ejemplo, el libro de trabajo OSE puede activar automáticamente los casos adjuntos de simulación cada vez que sea abierto y de esta manera relacionarlo al libro de trabajo de Excel. Esto simplifica el trabajo, ya que puede evadirse el paso de activación del modelo.

El autor también puede forzar al modelo a abrirse (ser visible) en el ambiente nativo de simulación cada vez que sea abierto el libro de trabajo de Excel. Esta característica es útil para los usuarios expertos que están desarrollando la internase, pero debe de ser desactivado cuando el modelo sea culminado para el uso por los usuarios.

Se debe usar la “Vista de Configuración” en el Organizador OSE para cambiar las propiedades del caso adjunto de simulación, como se muestra en la siguiente figura. Use el botón de “Edición de lista” en la “Vista de Configuración” del Organizador OSE para abrir el formulario “Referencias de Simulación” (ver figura a continuación).



HACIENDO VISIBLE LA SIMULACIÓN

Usar el botón “Hacer Visible”, , para hacer visible el caso de simulación activo en su ambiente nativo. La simulación se mantendrá visible en una ventana separada hasta que se pulse nuevamente al botón de “Hacer Visible”.

Existe otro método para adjuntar rápidamente un caso de simulación a una hoja de Excel. Este método se basa en abrir el caso de simulación en su ambiente nativo, copiar una variable, y pegarla dentro del organizador. El Libro de Trabajo Aspen OSE adjuntará la simulación y la hará activa después de obtener la verificación del usuario.

OPCIÓN REFRESCAR DEL LIBRO DE TRABAJO OSE

Después de editar el modelo en su ambiente nativo, algunos atributos de las variables en la hoja de Excel pueden estar fuera de sincronización con el modelo de simulación vinculado. Se debe usar “Refrescar Excel” desde el botón de simulación, ubicado en la barra de herramientas de diseño, para forzar las variables en la hoja de Excel y el Organizador OSE a estar en sincronización con las variables del caso activo de simulación.

AGREGANDO VARIABLES DENTRO DEL ORGANIZADOR

Las variables pueden ser agregadas dentro del organizador usando dos mecanismos diferentes. Para la mayoría de las variables, la mejor opción es Copiar/Pegar ya que le permite al autor del modelo navegar hasta la variable de interés empleando el ambiente nativo de la simulación.

Sin embargo, algunas variables no son mostradas a través del método descrito, lo cual, hace inaccesible al mecanismo de Copiar/Pegar. El Navegador Variable OSE puede utilizarse para recuperar todas las variables asociados a un caso de simulación. Ambas opciones se describen a continuación.

PEGANDO VARIABLES USANDO EL MECANISMO DE COPIAR/PEGAR

Para usar este método se debe abrir la simulación en su ambiente nativo y además activarla en la hoja de cálculo. Posteriormente, navegar hasta los variables de interés y seleccionarla en la simulación nativa, para luego copiarla en la memoria (ejemplo, presionar las teclas CTRL+C mientras se mantiene seleccionada la variable o rango de variables).

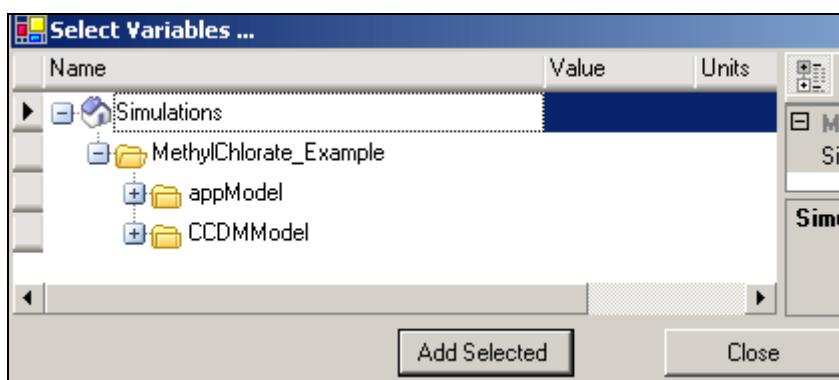
Algunos formularios y/o campos no apoyan el mecanismo de copiar CTRL+C. En estos casos, se debe seleccionar la variable(s), y después seleccionar la opción

“Copiar” del menú “Editar”, ubicado en la barra de herramientas de la interfaz de la simulación nativa.

Por último se debe regresar al libro de trabajo de Excel y pegar la(s) variable(s) copiadas. Para ello se debe pulsar el botón “Organizador”,  Organizer, en la Barra de herramientas de diseño del libro de trabajo Aspen OSE para abrir el Organizador OSE y seleccionar “Variables del Modelo” en la sección “Accesos de Variables”, lo cual, abrirá la rejilla de variables. Usar el botón pegar, , en la barra de herramientas del organizador para pegar los variables dentro de la rejilla organizadora de variables. También puede utilizar las teclas CTRL+ V para pegar la(s) variable(s) en la rejilla de organización de variables.

PEGANDO VARIABLES USANDO EL NAVEGADOR VARIABLE DE OSE

Usar el botón Organizador,  Organizer, en la barra de herramientas de diseño del libro de trabajo OSE para abrir el organizador OSE. Luego se debe pulsar el botón de de Buscador de Variable, , para abrir el asistente.



El Buscador de Variables OSE puede navegar a través de dos tipos de árboles variables:

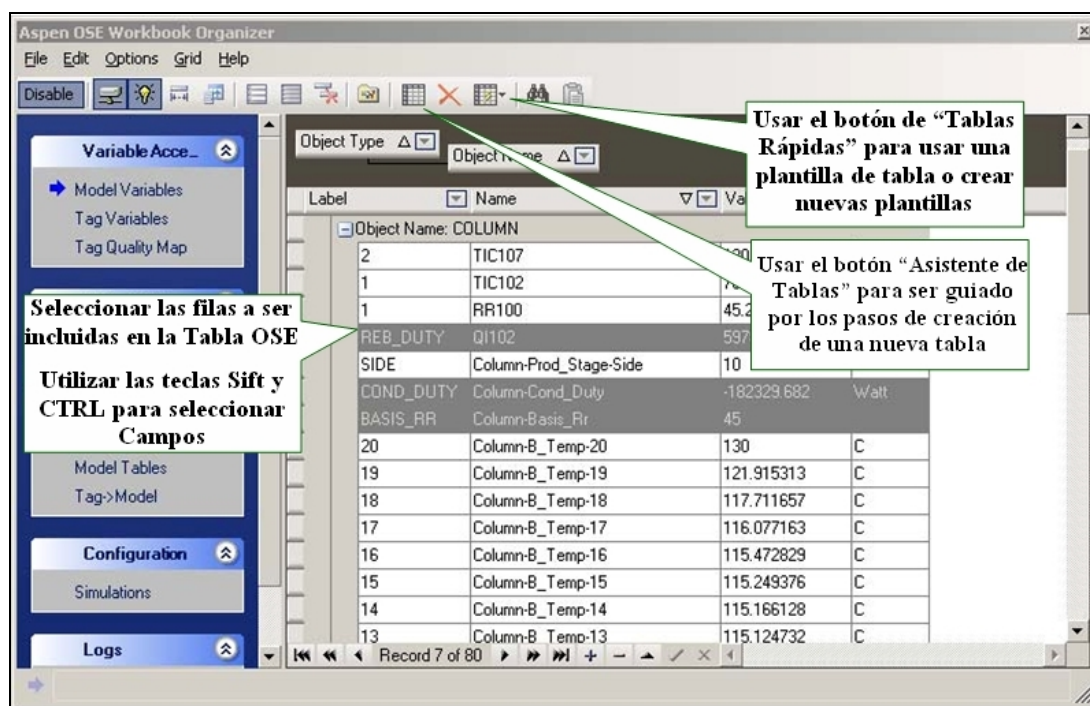
- El árbol “Modeloapp” es el más específico diversas aplicaciones, y es generalmente el mas útil de las dos opciones.
- El árbol “ModeloCCDM”, o “Modelos de Datos Comunes Principales” es un árbol genérico que muestra las variables comunes representativas a lo largo de la simulación base. La búsqueda de datos mediante éste árbol es recomendada para simulaciones poco complejas y donde existan pocas variables.

El autor de la interfase puede navegar por los árboles de datos para buscar y seleccionar las variables de interés que desee vincular a la hoja de cálculo. Para seleccionar una variable:

1. Hacer Click en la fila que contiene la variable.
2. Usar el botón de “Añadir Seleccionada” para pegar la variable dentro del Organizador.
3. Usar el botón “Cerrar” para regresar a la vista del “Organizador de Variable”

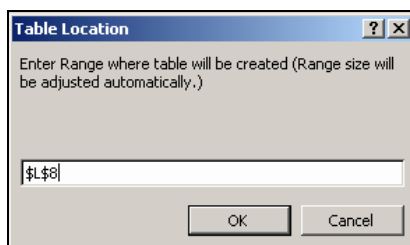
CREACIÓN DE TABLAS PARA LAS VARIABLES DEL MODELO

Los variables del modelo pueden ser agrupadas juntas dentro Tablas OSE e insertadas dentro del Libro de Trabajo de Excel. Existen dos mecanismos para generar tablas. En ambos casos el primer paso es seleccionar todas las variables para ser incluidos en la tabla, para lo cual se debe pulsar cualquier campo o fila que corresponda a una variable en la “Rejilla de Organización de Variables” con el fin seleccionar la variable. Se debe mantener presionada la tecla Shift para seleccionar un rango de variables o utilizar la tecla CTRL para hacer selecciones múltiples de variables.

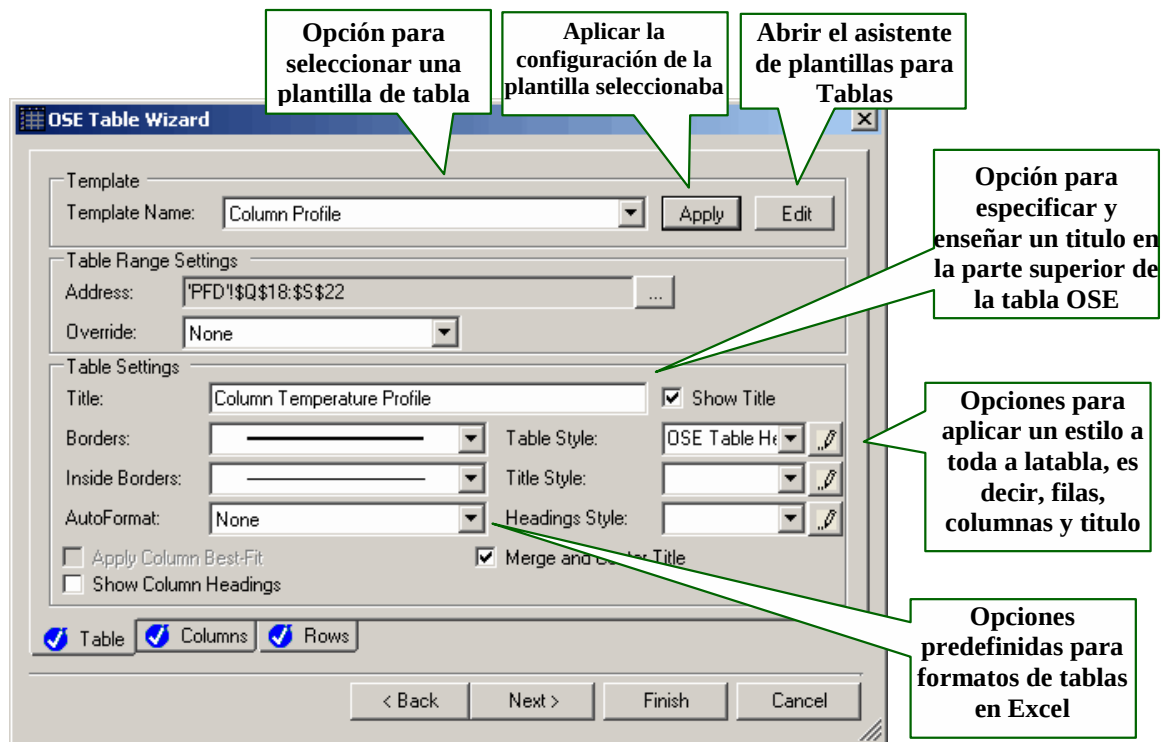


ASISTENTE DE TABLAS OSE

Se debe utilizar el botón de “Asistente de Tablas OSE”, , para seguir paso a paso el proceso para crear y colocar una tabla dentro de el libro de trabajo de Excel. El asistente de tablas OSE muestra una caja de dialogo para fijar la localización y el rango de la tabla en la hoja de cálculo. El autor de la interfaz debe señalar una celda de la hoja de cálculo de Excel si desea cambiar la dirección. Esta dirección corresponde a la esquina superior izquierda de la Tabla. Una vez fijada la dirección hay que pulsar el botón OK para continuar. Un ejemplo se muestra a continuación.



En la ventana que se muestra se podrá especificar el encabezado (titulo), seleccionar los bordes y/o utilizar o usar la opción de formatos de tablas en Excel, e igualmente especificar otras opciones de la tabla que será incorporada en la hoja de cálculo de Excel. Esta ventana también le permite memorizar o guardar las Plantilla de las tablas.



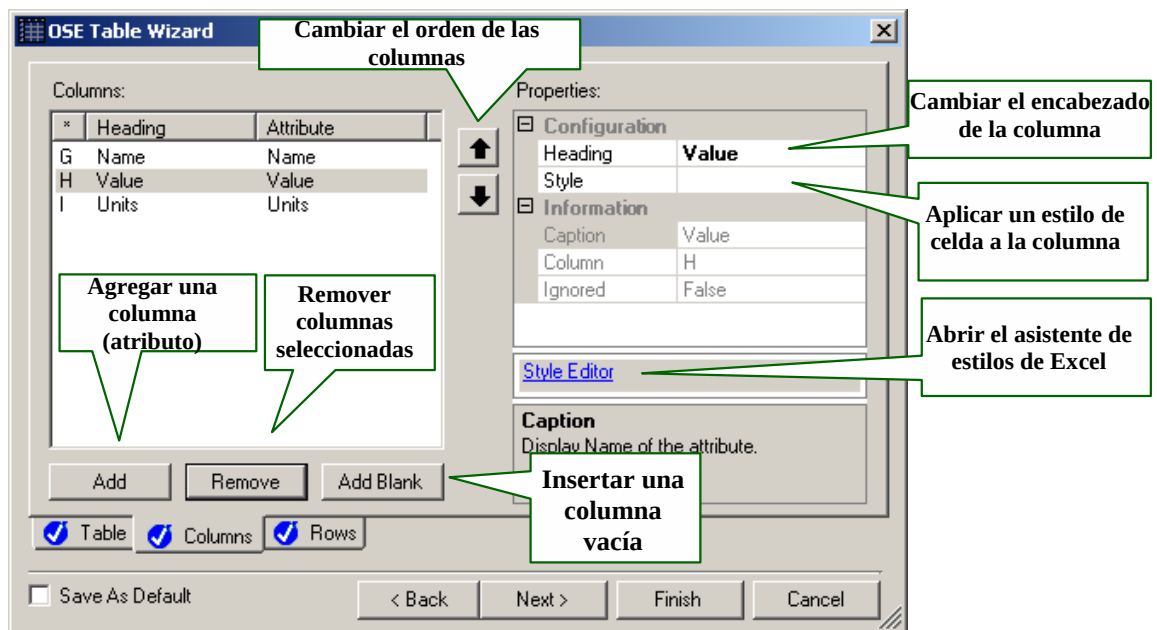
Si el rango de las tablas seleccionadas se superpone ante cualquier tabla existente, un símbolo de advertencia, , aparecerá en el formulario. El usuario puede resolver la superposición, cambiando la localización de la tabla cambiando el número de filas y columnas.

Varias opciones para dar formatos están disponibles en el rótulo de “Configuraciones de Tablas”. La opción de Auto-Formato puede ser usada para aplicar una tabla predefinida e incluida en Excel. La opción “Bordes” se utiliza de para dibujar automáticamente un borde alrededor el limite de la tabla. La opción de “Bordes Internos” se emplea para dibujar los bordes dentro de los límites exteriores de la tabla

del Libro de Trabajo OSE. También se puede seleccionar los estilos de celdas predefinidas para la tabla, la selección de título, o encabezados. Usar el botón de “Estilos”, para abrir el asistente de Estilos de Excel y definir nuevos estilos de celdas.

Por defecto, el título de la tabla se combinará automáticamente en todas las columnas y filas de la tabla. Desmarque la opción de “Función de Centrado de Título” para inhabilitar ésta característica.

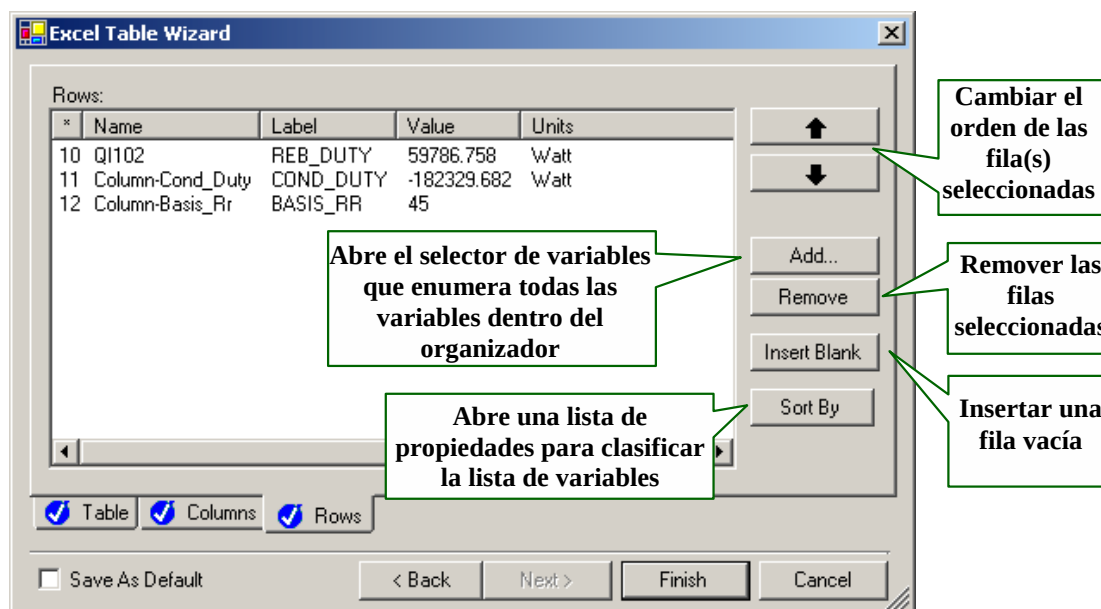
Utilizar el menú de “Columns” para seleccionar que las características de las variables que se desean mostrar en la tabla OSE. Cada característica de la variable corresponde a una columna en la tabla



El menú “Filas” se utiliza para especificar el orden de la variable (en la fila) de la tabla OSE. Este formulario también contiene los controles para añadir o remover a las variables. En la tabla, cada variable corresponde a una fila horizontal.

Las variables pueden ser ubicadas en el orden deseado pulsando los encabezados de las columnas. Por ejemplo, cuando se pulsa el encabezado, las variables son posicionadas en orden alfabético.

El botón de “Ordenar Por” puede ser utilizado para reordenar automáticamente la lista del variable basándose en la propiedad de las variables, lo cual, no es mostrada en la tabla



Por último, se debe pulsar “Terminar” para salir del “Asistente de Tablas” e insertar la tabla en la hoja de calculo de Microsoft Excel. .

Para mover o eliminar las tablas, siempre se debe utilizar el “Administrador de Tablas” o el “Asistente de Tablas OSE”. El Asistente de Tablas OSE también puede ser usado para añadir/remover filas y/o columnas (incluyendo filas y columnas vacías) y para agregar auto formatos de tablas.

Para editar una tabla existente, se debe colocar el cursor sobre alguna de las celdas de la tabla y pulsar el botón derecho del mouse. Luego, seleccionar “Tablas OSE” en el menú que se desplegará.

Es importante tener en cuenta que una vez que las tablas sean puestas en una hoja de Excel no deberán de ser movidas o eliminadas manualmente. Se deben utilizar el “Asistente de Tablas OSE” o el “Administrador de Tablas” para eliminar y/o mover las tablas sin romper los vínculos de datos con la simulación.

TABLAS RAPIDAS

El botón de Tablas Rápidas, , permitirá crear o aplicar una Plantilla de Tabla de forma rápida. Si están disponibles las plantillas predefinidas, aparecerá una lista de las plantillas disponibles. Se debe pulsar el nombre de plantilla para generar una tabla que contendrá las variables seleccionadas. Si no existen plantillas, será mostrada la opción “<Editar Lista...>”, la cual hay que pulsar para abrir el “Asistente de Plantillas de Tablas OSE”.

El “Asistente de Plantillas de Tablas OSE” permitirá predefinir todas las propiedades de una tabla, incluyendo cuales columnas (propiedades de variables) serán incluidas, al igual que los formatos de la tabla. Se podrán seleccionar los formatos globales de tablas preexistentes o aplicar estilos a las de columnas, encabezados, o títulos.

Las plantillas para Tablas son guardadas/memorizadas por nombre y pueden aplicarse mas adelante cuando se creen tablas nuevas. Las plantillas de tablas pueden ser exportadas (como archivos) y re-usadas (importadas) en otros casos del Libro de Trabajo OSE.

CAPÍTULO IX

ANEXOS

Tabla 51: Propiedades del CO₂ y H₂S

NOMBRE	CO ₂	H ₂ S
Peso Molecular	44,011	34,082
Temperatura De Ebullición A 1atm (K)	194,68 (sublimación)	212,8
Presión en el Punto Crítico (atm)	72,79	88,9
Temperatura en el Punto Triple (K)	216,6	187,7
Calor De Vaporización A 1atm (KJ/Kg)	573,59 s	548,26
Calor De Fusión (KJ/Kg)	180,75 (punto triple)	69,78
Calor Sensible Del Vapor; @ 300K; (KJ/Kg)	86,6	-
Calor Específico A 273°k E 1atm (KJ/Kg K)	0,825	1,105
Densidad A 273°k y 1atm (Kg/Nm ³)	19,769	15,392
Densidad Del Líquido A Temperatura De Ebullición (Kg/m ³)	1560 solidó	914
Densidad Del Vapor A Temperatura De Ebullición (Kg/M ³)	2,815	-

Tabla 52: Solventes comerciales en la industria

Proceso de Absorción	Solvente	Condiciones de proceso	Licencia
Solventes Físicos			
Rectisol	Metanol	-10/-10°C, > 2 MPa	Lurgi y Linde, Germany; Lotepro Corporation, USA
Puisol	n-metil 1-2 propileno (NMP)	-20/+40°C, >2 MPa	Lurgi, Germany
Selexol	Dimetil eter de Polietileno gilcol (DMPEG)	-40 °C, 2.3 MPa	Unión Carbide, USA
Fluor Solvent	Polietileno Carbonato	Bajo temperatura ambiente, 3.1-6.9 MPa	Fluor, El Paso, USA
Solventes Químicos			
<i>Orgánicos, Basados en Aminas</i>			
MEA	2.5 n monoetanolamina e inhibidores químicos	~40°C, ambiente-presiones intermedias	Dow Chemical, USA
Amine Guard (MEA)	2.5 n monoetanolamina e inhibidores químicos	~40°C, ambiente-presiones intermedias	Unión Carbide, USA
Econamina (DGA)	6 n diglicolamina	80-120°C 6.3 MPa	SNEA versión por Societe Nacional Elf Aquitane, France.
ADIP (DIPA & MDEA)	2-4 n diisopropanolamina 2 n metildietanolamina	35-40°C. >0.1 MPa	Shell, Netherlands
MDEA	2 n metildietanolamina		
Flexosorb/ KS-1, KS-2, KS-3	Hindered amina		Exxon, USA; M.H.I
<i>Inorgánicos</i>			
Benfield and versions	Carbonato de potasio& catalizador Lurgi y Catacarb con atrioxido de arsénico.	70-120°C, 2.2-7 MPa	Lurgi, Germany; Eickmeyer y asociados, USA; Giammarco Vetrocoke, Italia.
Solventes Físicos/Químicos			
Sulfinol-D y Sulfinol-M	Mezcla de DIPA o MDEA, agua y tetrahidrotiofeno (DIPAM) o dietilamina	>0.5 MPa	Selt, Netherlands
Amisol	Mezcla de metanol y MEA, DEA, diisopropilamina (DIPAM) o dietanolamina	5/40°C, >1 MPa	Lurgi, Germany

Tabla 53: Propiedades de las alconolaminas empleadas para la remoción de gases ácidos [Sheila, 2007]

Propiedad	Primaria		Secundaria		Terciaria	
	MEA	DGA	DEA	DIPA	TEA	MDEA
Peso Molecular	61,09	105,14	105,14	133,19	149,19	119,17
Gravedad específica a 20/20°C	10,179	10,550	10,919	0,9890	11,258	10,418
Punto de ebullición, °C a 760 mmHg	171	221	Descompone	248,7	360	247,2
Punto de ebullición, °C a 50 mmHg	100	-	187	167	244	164
Punto de ebullición, °C a 10 mmHg	69	-	150	133	208	128
Presión de Vapor, mmhg a 20 °C	0,36	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Punto de congelación, °C	10,5	-9,5	28,0	42	21,2	-21,0
Solubilidad en agua, % por peso a 20°C	Completa	Completa	96,4	87	Completa	Completa
Viscosidad absoluta, cps a 20°C	24,1	26 (24°C)	380 (30°C)	198(45°C)	1,013	101
Calor de vaporización, Btu/lb a 1 atm	355	219,1	288 (23mm) (168,5 °C)	184,5	230	223
Calor de Reacción,BTU/lb para el H₂S	820	674	511	475		455
Calor de Reacción, BTU/lb para el CO₂	825	850	653	550		475

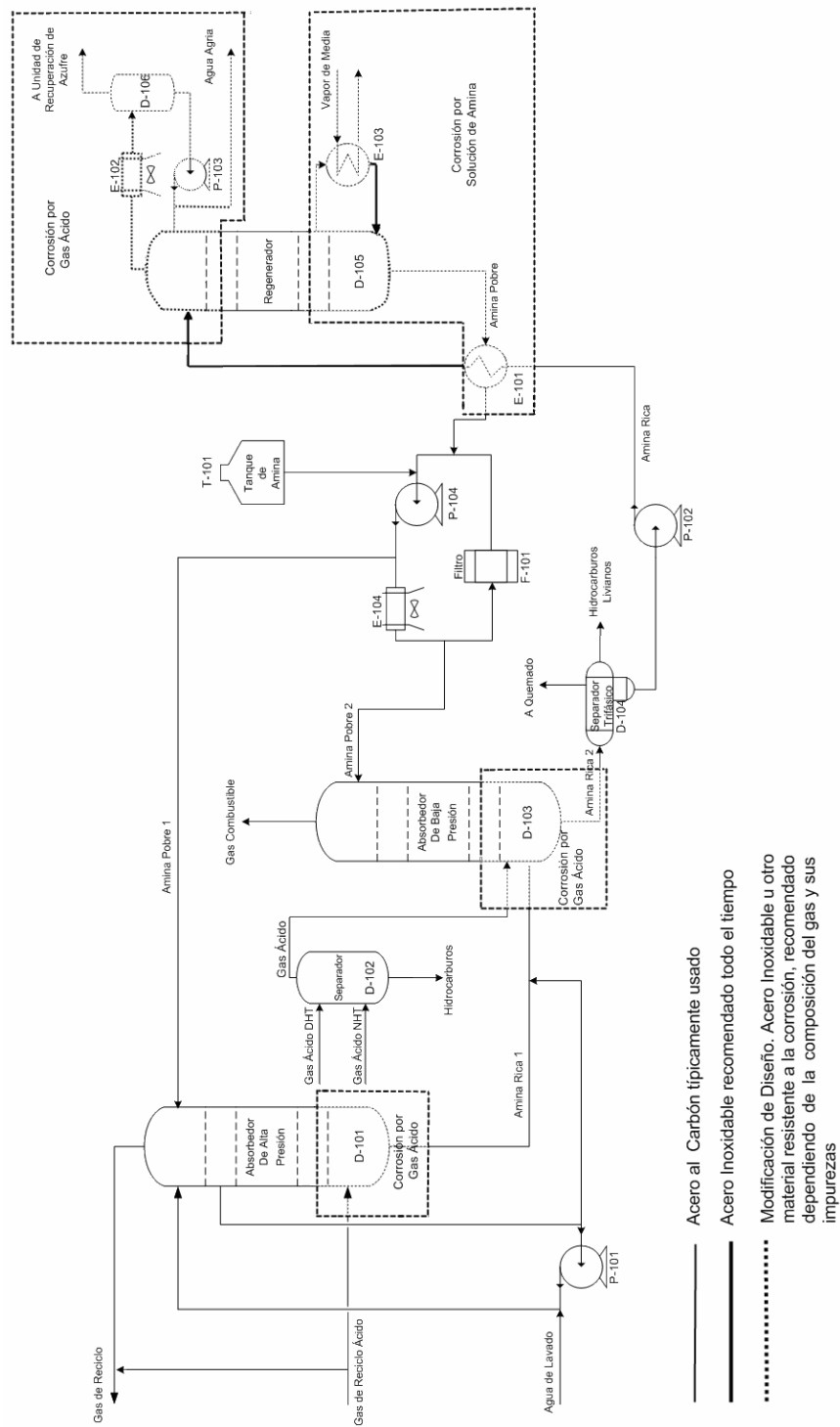


Figura 49 Localización de Zonas Mayormente atacadas por la corrosión en las plantas de Aminas