

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE GASIFICACIÓN DE COQUE

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Santiago A., Yofrain J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2015

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE GASIFICACIÓN DE COQUE

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Jaime A. Hernández L.
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Gerardo A. Núñez M.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Santiago A., Yofrain J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

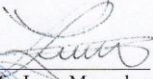
Caracas, 2015

Caracas, Octubre de 2015

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 Yofrain Jesús Santiago Alemán, titulado:

**“EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL
TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE
GASIFICACIÓN DE COQUE”**

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 el autor, lo declaran APROBADO.

 Profa. Omaira Camacaro Jurado	 Profa. Lucy Monsalve Jurado
 Prof. Jaime Hernández Tutor Académico	 Ing. Gerardo Núñez Tutor Industrial



DEDICATORIA

A Dios, por haberme acompañado a lo largo de este maravilloso viaje que cambió mi forma de ver la realidad.

A mis padres, que a pesar de las dificultades y las diferencias estuvieron allí brindándome de su apoyo incondicional.

A esas constantes ganas de superarme y crecer como persona.

A todas y cada una de las personas que de alguna u otra manera me brindaron un poco de su confianza y creyeron en mí.

¡Gracias!

“El día de tu muerte sucederá que lo que tú posees en este mundo pasará a manos de otra persona. Pero lo que tú eres será tuyo por siempre.”

Henry Van Dyke.

Santiago A., Yofrain J.

EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE GASIFICACIÓN DE COQUE

Tutor Académico: Prof. Jaime Hernández. Tutor Industrial: Ing. Gerardo

Núñez. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería

Química. Año 2015, 147 p.

Palabras Claves: Gas de síntesis, Endulzamiento, Aminas, Proceso Rectisol®.

Resumen. El gas de síntesis obtenido por gasificación de coque de petróleo trae consigo un contenido significativo de componentes ácidos, como el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2), los cuales son potencialmente perjudiciales en los procesos aguas abajo; por ello debe ser tratado y acondicionado por medio de esquemas adecuados para satisfacer las especificaciones del gas, las cuales dependen de su uso. Con el objeto de evaluar varios esquemas de procesamiento de gases y seleccionar el más adecuado para el tratamiento del gas de síntesis obtenido por gasificación de coque, se consideraron dos casos de estudio: “Tratamiento de Gas I” y “Tratamiento de Gas II”. El Tratamiento de Gas I vinculado con el acondicionamiento de un gas de síntesis dispuesto para la producción de metanol y el Tratamiento de Gas II vinculado con el acondicionamiento de un gas de síntesis destinado a la obtención de amoníaco.

Este Trabajo Especial de Grado sigue como objetivos específicos: realizar una selección preliminar a partir de esquemas de procesos apropiados, elaborar los balances de masa y energía, diseñar los diagramas de flujo de proceso, estimar los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales, elaborar el estimado de costos, comparar los esquemas preseleccionados a partir de una matriz de selección y elaborar el diagrama de distribución y ubicación de equipos del mejor esquema. Para efectos de la elaboración de los balances de masa y energía, se utilizó el simulador de procesos Aspen HYSYS V8.4 como herramienta inherente.

A través del proceso de preselección, soportado por el método analítico jerárquico (AHP) de Saaty (1980), se obtuvo que los esquemas técnicamente aplicables en el tratamiento de un gas procedente de gasificación; son los basados en aminas y solventes físicos. La dietanolamina (DEA) y Rectisol® son aplicables en el procesamiento del gas de síntesis destinado a la manufactura de metanol, mientras que la metildietanolamina (MDEA) y Rectisol® en el tratamiento del gas orientado a la manufactura de amoníaco. Por otra parte, se sugiere la MDEA para el tratamiento selectivo de H_2S y separación del CO_2 , y la DEA para la remoción simultánea de ambos componentes ácidos.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I.....	3
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.2 ANTECEDENTES	5
I.3 OBJETIVOS	8
I.3.1 Objetivo general.....	8
I.3.2 Objetivos específicos	8
CAPÍTULO II	10
MARCO TEÓRICO.....	10
II.1 PROCESO DE COQUIFICACIÓN	10
II.2 COQUE	10
II.3 PROCESO DE GASIFICACIÓN	11
II.4 GAS DE SÍNTESIS.....	11
II.5 PROCESO DE ENDULZAMIENTO O REMOCIÓN DE GASES ÁCIDOS	12
II.6 ESQUEMAS DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO O RGA	13
II.6.1 Procesos con Aminas.....	13
II.6.2 Procesos con Membranas	16
II.6.3 Procesos con Carbonato de Potasio	16
II.6.4 Procesos con Solventes Físicos	17
II.6.5 Procesos con Solventes Mixtos	19
II.6.6 Procesos de Adsorción Física.....	20
II.6.7 Procesos con Solventes No Regenerativos (Hidróxido de Sodio).....	21
II.7 CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO O RGA	21
II.8 SOLVENTES UTILIZADOS EN LOS PROCESOS DE RGA	23
II.9 CARACTERÍSTICAS DE LOS SOLVENTES UTILIZADOS PARA LA RGA	23
II.10 SOLVENTES UTILIZADOS EN LA RGA DE CORRIENTES DE GAS DE SÍNTESIS PROVENIENTES DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN	26
II.11 CRITERIOS DE EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO DE GAS	26
II.11.1 Proceso Analítico Jerárquico (AHP)	26
II.12 HERRAMIENTAS DE SIMULACIÓN	30
II.12.1 Simulador de procesos Aspen HYSYS®	31

CAPÍTULO III	32
MARCO METODOLÓGICO	32
III.1 SELECCIÓN PRELIMINAR A PARTIR DE PROCESOS PARA REMOVER EL GAS ÁCIDO DE UNA CORRIENTE DE GAS PROCEDENTE DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE COQUE	33
III.1.1 Casos de estudio	33
III.1.2 Primera fase de preselección: descarte de esquemas de procesos no aptos para tratar los casos de estudio.....	34
III.1.3 Segunda fase de preselección: selección preliminar a partir de esquemas de procesos aptos para tratar los casos de estudio	34
III.1.4 Tercera fase de preselección: selección de los solventes de procesos	36
III.2 ELABORACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS	40
III.2.1 Datos de entrada	41
III.2.2 Esquemas preseleccionados: información del paquete de fluidos y detalles del proceso	41
III.3 DISEÑO DE LOS CORRESPONDIENTES DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS.....	42
III.4 ESTIMACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE CONSUMO DE INSUMOS Y SERVICIOS INDUSTRIALES (SI) DE LOS ESQUEMAS.....	43
III.5 ELABORACIÓN DEL ESTIMADO DE COSTOS DE LOS ESQUEMAS CONSIDERADOS.....	43
III.6 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CONSIDERADOS A PARTIR DE UNA MATRIZ DE SELECCIÓN DEL MEJOR ESQUEMA	44
III.6.1 Variables a evaluar en la matriz de selección final	45
III.6.2 Aplicación de la matriz de selección del mejor esquema	46
III.7 ELABORACIÓN DE UN DIAGRAMA DE DISTRIBUCIÓN Y UBICACIÓN DE EQUIPOS DEL PROCESO SELECCIONADO PARA PROCESAR CADA CORRIENTE DE GAS REFERIDA	47
CAPÍTULO IV	49
RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	49
IV.1 SELECCIÓN PRELIMINAR A PARTIR DE PROCESOS PARA REMOVER EL GAS ÁCIDO DE UNA CORRIENTE DE GAS PROCEDENTE DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE COQUE	49
IV.1.1 Primera fase de preselección: descarte de esquemas de procesos no aptos para tratar las corrientes referidas	49
IV.1.2 Segunda fase de preselección: selección preliminar a partir de esquemas de procesos aptos para tratar los casos de estudio	50

IV.1.3 Tercera fase de preselección: selección de los solventes de procesos a evaluar	52
IV.2 ELABORACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS	56
IV.2.1 Simulación del esquema: Proceso Rectisol®	56
IV.2.2 Simulación del esquema: Aminas	59
IV.2.3 Resultados de la validación de los esquemas de simulación	62
IV.2.4 Resultados de la simulación: Proceso Rectisol®	64
IV.2.5 Resultados de la simulación: Aminas	65
IV.2.6 Discusión de resultados: Proceso Rectisol® vs. Aminas	66
IV.3 DISEÑO DE LOS CORRESPONDIENTES DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS	67
IV.3.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I	67
IV.3.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II	68
IV.4 ESTIMACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE CONSUMO DE INSUMOS Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS ESQUEMAS	68
IV.4.1 Estimación del consumo de insumos y SI: Proceso Rectisol®	68
IV.4.2 Estimación del consumo de insumos y SI: Aminas	69
IV.4.3 Resultados: consumo de insumos y SI del Proceso Rectisol®	70
IV.4.4 Resultados: consumo de insumos y SI de las Aminas	71
IV.4.5 Consumo de insumos y SI: Proceso Rectisol® vs. Aminas	72
IV.5 ELABORACIÓN DEL ESTIMADO DE COSTOS DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS	74
IV.5.1 Resultados: estimado de costos de los esquemas preseleccionados	75
IV.5.2 Estimado de costos de los esquemas: Proceso Rectisol vs. Aminas	75
IV.6 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CONSIDERADOS A PARTIR DE UNA MATRIZ DE SELECCIÓN DEL MEJOR ESQUEMA	75
IV.6.1 Criterios de selección del mejor esquema: calificaciones	75
IV.6.2 Ponderación de los criterios de selección del mejor esquema	78
IV.6.3 Aplicación de la matriz de evaluación tecno - económica	78
IV.6.4 Selección del mejor esquema: Proceso Rectisol® vs. Aminas	79
IV.7 ELABORACIÓN DE UN DIAGRAMA DE DISTRIBUCIÓN Y UBICACIÓN DE EQUIPOS DEL PROCESO SELECCIONADO PARA PROCESAR CADA CORRIENTE DE GAS REFERIDA	80
CAPÍTULO V	82
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	82
V.1 CONCLUSIONES	82
V.2 RECOMENDACIONES	84
BIBLIOGRAFÍA	85

APÉNDICES.....	88
Apéndice A. Esquema Global del Complejo de Plantas planteado por la Empresa Tecnoconsult S.A.	89
Apéndice B. Procesos de remoción de gases ácidos (RGA) utilizados mundialmente en plantas de gasificación.....	91
Apéndice C. Pérdidas por vaporización de las aminas DEA y MDEA.	92
Apéndice D. Diagramas de Flujo de Proceso de los Esquemas de Procesos preseleccionados.	93
Apéndice E. Descripción detallada de cada uno de los Diagramas de Flujo de Proceso de los Esquemas preseleccionados.....	105
Apéndice F. Tecnología Sulfatreat®.....	112
Apéndice G. Ambientes de Simulación de cada uno de los Esquemas preseleccionados empleando la Herramienta Aspen HYSYS® V8.4.....	113
Apéndice H. Diagramas de Distribución y Ubicación de Equipos (<i>Plot – Plan</i>) de los Esquemas de Procesos Seleccionados para procesar cada caso de estudio empleando AutoCAD®.	123
Apéndice I. Matriz de ponderación de criterios: descripción del cálculo asociado ..	128

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura Nro. 1 Esquema típico de un proceso de RGA utilizando aminas como solvente (<i>SFA Pacific, Inc.</i> , 2002)	14
Figura Nro. 2 Esquema típico del Proceso Rectisol® (<i>SFA Pacific, Inc.</i> , 2002).....	18
Figura Nro. 3 Esquema descriptivo de la estrategia metodológica propuesta.	32
Figura Nro. 4 Gráfica de Selección de Tecnologías de Endulzamiento (Bergel, 2008).	35
Figura Nro. 5 Área correspondiente a los Procesos con Solventes Físicos y Aminas (Bergel, 2008)	51
Figura Nro. 6 Ejemplo del esquema modelo utilizado para la elaboración de los balances de masa y energía del procesos Rectisol® (<i>U.S. Department of Energy</i> , 2006).	56
Figura Nro. 7 Ejemplo del esquema de Tratamiento de Gas I con DEA utilizado (GPSA, 1998).....	60
Figura Nro. 8 Ejemplo de la Superestructura con MDEA utilizada (Adams, T., s.f.).	61

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla Nro. 1 Composición y propiedades del Coque Venezolano (PDVSA Intevep, 2007).	11
Tabla Nro. 2 Composición típica del gas de síntesis en función del agente oxidante empleado (Aguilera, 2008).....	12
Tabla Nro. 3 Principales Características de los Procesos de Endulzamiento o RGA. 22	
Tabla Nro. 4 Aspectos relevantes y propiedades de los Solventes Basados en Aminas.	24
Tabla Nro. 5 Aspectos relevantes y propiedades de los Solventes Físicos.	25
Tabla Nro. 6 Escala de valores de comparación o Tabla de Saaty (Saaty, 1980).	27
Tabla Nro. 7 Matriz de ponderación (R) de criterios de dimensión nxn (Saaty, 1980).	28
Tabla Nro. 8 Índice de consistencia aleatorio (IA) en función de la dimensión de la matriz (n) (Saaty, 1980).	29
Tabla Nro. 9 Valores que puede tomar la razón de consistencia (RC) (Saaty, 1980). 30	
Tabla Nro. 10 Valoraciones en las calificaciones (Calif.) de la matriz de preselección.	36
Tabla Nro. 11 Calificaciones para evaluar la capacidad de remover simultáneamente el sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.....	37
Tabla Nro. 12 Calificaciones para evaluar la corrosividad de los solventes.....	37
Tabla Nro. 13 Calificaciones para evaluar las referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	38
Tabla Nro. 14 Calificaciones para evaluar la presión de vapor de las aminas.....	38
Tabla Nro. 15 Calificaciones para evaluar la presión de vapor de los solventes físicos..	38
Tabla Nro. 16 Ejemplo de la matriz de preselección utilizada para efectos de la selección preliminar.	39
Tabla Nro. 17 Calificaciones para evaluar la capacidad de remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono.....	40
Tabla Nro. 18 Datos de entrada correspondientes a cada caso de estudio.....	41
Tabla Nro. 19 Indicadores económicos CEPCI 2011 y 2015 utilizados (<i>Cheresources</i> , 2015).	44
Tabla Nro. 20 Ejemplo de la matriz de selección final utilizada para efectos de la selección del mejor esquema.....	47
Tabla Nro. 21 Puntaje ponderado de los correspondientes criterios de evaluación del TGI.	52
Tabla Nro. 22 Matriz de preselección aplicada al TGI.	53
Tabla Nro. 23 Matriz de preselección aplicada al TGII.....	54

Tabla Nro. 24 Esquemas de procesos resultantes de la selección preliminar utilizando la matriz de preselección con cada caso de estudio.	55
Tabla Nro. 25 Data del esquema modelo de simulación del Proceso Rectisol®.....	58
Tabla Nro. 26 Flujo de Solvente (MeOH) a Recircular y Flujo de N ₂ para el despojamiento (<i>U.S. Department of Energy</i> , 2006)	59
Tabla Nro. 27 Directrices aproximados de los Procesos de Aminas (GPSA, 1998). .	62
Tabla Nro. 28 Validación del modelo de simulación de Rectisol® para TGI y TGII.	63
Tabla Nro. 29 Validación del modelo de simulación de aminas con DEA para TGI.	63
Tabla Nro. 30 Validación del modelo de simulación de aminas con MDEA para TGII.	63
Tabla Nro. 31 Características de las corrientes principales del TGI con Rectisol®...	64
Tabla Nro. 32 Características de las corrientes principales del TGII con Rectisol®..	64
Tabla Nro. 33 Características de las corrientes principales del TGI con DEA.....	65
Tabla Nro. 34 Características de las corrientes principales del TGII con MDEA.....	65
Tabla Nro. 35 Consumo de insumos y servicios industriales del TGI con Rectisol®.	71
Tabla Nro. 36 Consumo de insumos y servicios industriales del TGII con Rectisol®.	71
Tabla Nro. 37 Consumo de insumos y servicios industriales del TGI con DEA.....	72
Tabla Nro. 38 Consumo de insumos y servicios industriales del TGII con MDEA..	72
Tabla Nro. 39 Precios referenciales de plantas utilizados para la elaboración del estimado de costos de cada uno de los correspondientes esquemas preseleccionados (Zhou, W. y otros, 2011).	74
Tabla Nro. 40 Estimado de costos de los distintos esquemas preseleccionados para cada caso de estudio.	75
Tabla Nro. 41 Calificaciones para comparar el estimado de costos de cada uno de los esquemas preseleccionados para el TGI.	76
Tabla Nro. 42 Calificaciones para comparar el estimado de costos de cada uno de los esquemas preseleccionados para el TGII.	76
Tabla Nro. 43 Calificaciones para comparar el tipo de dominio de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.	76
Tabla Nro. 44 Calificaciones para evaluar la complejidad operacional de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.	76
Tabla Nro. 45 Calificaciones para evaluar las pérdidas de solvente de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.	76
Tabla Nro. 46 Calificaciones para evaluar la capacidad de tratamiento de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.	77
Tabla Nro. 47 Calificaciones para evaluar la especificación del gas de síntesis tratado en los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.	77

Tabla Nro. 48 Calificaciones para evaluar el consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas preseleccionados para el TGI.....	77
Tabla Nro. 49 Calificaciones para evaluar el consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas preseleccionados para el TGII.	77
Tabla Nro. 50 Selección del mejor esquema: puntaje ponderado de los criterios.	78
Tabla Nro. 51 Matriz de selección del mejor esquema del TGI.	78
Tabla Nro. 52 Matriz de selección del mejor esquema del TGII.	79

INTRODUCCIÓN

La empresa Tecnoconsult S.A., desde el año 2014, ha venido realizando un estudio que tiene como objetivo establecer la factibilidad de disponer de un complejo de gasificación con el fin de aprovechar el coque de petróleo producido en la Faja Petrolífera del Orinoco en la manufactura de productos petroquímicos como metanol, amoníaco y en la generación de electricidad.

El gas de síntesis obtenido por gasificación de coque de petróleo trae consigo un contenido significativo de componentes ácidos, como el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2), los cuales son potencialmente perjudiciales en los procesos aguas abajo; por ello debe ser tratado y acondicionado por medio de esquemas adecuados para satisfacer las especificaciones del gas tratado, las cuales dependen de su uso. El H_2S es veneno para los catalizadores utilizados en los procesos de síntesis de metanol y amoníaco, ya que los sitios activos de estos sólidos pueden bloquear de forma parcial o completamente. Mientras que el CO_2 puede intervenir directamente en procesos químicos o constituir rellenos de gas inerte perjudiciales. Para la purificación del gas de síntesis de los mencionados componentes, se dispone de numerosos procedimientos, como los esquemas de endulzamiento.

Atendiendo esta problemática, surge la idea de evaluar alternativas de procesos para el tratamiento del gas de síntesis proveniente del proceso de gasificación. Por consiguiente se planteó como objetivo general de este Trabajo Especial de Grado; evaluar varios esquemas de procesamiento de gases, con el fin de seleccionar el más adecuado para el tratamiento de gas procedente de unidades de gasificación de coque. Para el desarrollo de este trabajo se establecieron siete objetivos específicos, el primero comprendió la realización de una selección preliminar a partir de los esquemas de tratamiento de gas disponibles en la literatura. El segundo, consistió en la elaboración de los balances de masa y energía de los esquemas preseleccionados. Seguidamente, se diseñaron los Diagramas de Flujo de Proceso. Como cuarto objetivo, se estimaron los requerimientos de consumo de insumos y servicios

industriales. Para el desarrollo del quinto objetivo, se elaboró el estimado de costos de los esquemas de procesos considerados. Como sexto, se compararon los esquemas preseleccionados a partir de una matriz de selección del mejor esquema. Y por último, se estableció la ubicación y distribución de los equipos que conforman las unidades de tratamiento seleccionadas a través de la elaboración de un “*Plot – Plan*” preliminar.

En el Capítulo I, se incluye el planteamiento del problema, los antecedentes y los objetivos del Trabajo Especial de Grado, general y específicos. En el Capítulo II, se abordan conceptos relacionados con el propósito del estudio de la empresa Tecnoconsult S.A., y conceptos relacionados con el área de tratamiento gases, tales como; proceso de coquificación, coque, proceso de gasificación, gas de síntesis, proceso de endulzamiento o remoción de gases ácidos (RGA), esquemas de procesos de endulzamiento y sus características. En el Capítulo III, metodología, se presentan los pasos que se siguieron para lograr el cumplimiento de los objetivos planteados, mientras que en el Capítulo IV los resultados de la aplicación de la metodología. Y para finalizar, en el Capítulo V se incluyen las conclusiones pertinentes y las respectivas recomendaciones.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Venezuela es el segundo productor de coque en el mundo al generar 20.000 toneladas métricas diarias, detrás de Estados Unidos (PDVSA, 2013). En el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui (CIJAA) cada día se están generando alrededor de 15.000 toneladas métricas de coque de petróleo como resultado de la aplicación del proceso de coquificación retardada en los cuatro mejoradores de crudo asentados en dicho complejo. Adicionalmente, dos de las refinerías localizadas en la Península de Paraguaná, producen también cantidades importantes de coque, como subproducto del procesamiento de crudos livianos – medianos, estimándose alrededor de 5.000 toneladas métricas diarias. Aunado a esto, de acuerdo a VenEconomía (2009), empresa dedicada desde 1982 al estudio y análisis del acontecer nacional, con los nuevos desarrollos para la explotación de la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), se tiene previsto la instalación de siete nuevos mejoradores de crudo pesado que operarán en las áreas cercanas de producción de la FPO. Estos nuevos mejoradores contemplarán la utilización de los mismos esquemas de mejoramiento que se emplean en la actualidad, estimándose una producción de unas 30.000 toneladas métricas diarias adicionales.

El coque venezolano posee un alto contenido de azufre y metales, hecho que lo convierte en un subproducto residual del proceso de mejoramiento y refinación de crudo poco atractivo, y menos competitivo si se compara con el coque proveniente de otras partes del mundo (Vázquez, 2014). A causa de la falta de comercialización, el coque producido por los cuatro (4) mejoradores de crudo de Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA) en el CIJAA se ha ido acumulando desde el año 2008.

Debido a dicha problemática, a principios del año 2014 la empresa Tecnoconsult S.A., dio inicio al desarrollo de un estudio completo el cual se ha venido ejecutando en varias fases y que está destinado a establecer la factibilidad de disponer de un

complejo de plantas para la producción de gas de síntesis a partir de coque, para su posterior utilización en la manufactura de productos petroquímicos, como amoníaco y metanol y para la generación de electricidad. El procesamiento de dicho coque para la generación del gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$), consiste en la reacción controlada del mismo en una unidad de gasificación de coque de petróleo.

La corriente de gas de síntesis producida proveniente de la unidad de gasificación, lleva consigo un contenido significativo de gases contaminantes, tal es el caso del CO_2 y el H_2S , convirtiéndola en una corriente de gas fuera de especificaciones para el suministro hacia procesos aguas abajo (síntesis de metanol y síntesis de amoníaco). El H_2S es un desactivador del catalizador utilizado en el reactor de síntesis de metanol; mientras que el CO_2 , el H_2S e inclusive eventualmente el monóxido de carbono (CO), son venenos para el catalizador utilizado en el reactor de síntesis de amoníaco. Adicionalmente, la combinación de CO_2 y H_2S con agua, asegura condiciones corrosivas dentro de cualquier instalación, causando que un equipo necesite mantenimiento antes del tiempo establecido e incluso la pérdida del mismo debido al desgaste producido por la corrosión, lo mismo ocurre en las tuberías de procesos y en cualquier maquinaria o equipo que se encuentre en contacto directo con el gas ácido. Como consecuencia, se tienen gastos no previstos necesarios para mantener las instalaciones en operación.

De acuerdo al esquema global del complejo planteado por la empresa (Ver Apéndice A), una corriente del gas de síntesis generado será enviada hacia síntesis de metanol y otra corriente del mismo gas será enviada hacia síntesis de amoníaco. Cada corriente se requiere para procesos diferentes (síntesis de metanol y síntesis de amoníaco), por lo cual los esquemas de procesamiento de gas ácido disponibles para la selección de la técnica de endulzamiento más adecuada en cada caso difieren significativamente, principalmente por el tipo de remoción pretendida.

Lo comentado hasta ahora justifica la necesidad de desarrollar dos bloques de tratamiento (Tratamiento de Gas I y Tratamiento de Gas II), para tratar las dos corrientes de gas de síntesis destinadas a la manufactura de los productos petroquímicos (metanol y amoníaco), y con ello retirar la mayor cantidad de

contaminantes, cumpliendo así con los requerimientos de cada uno de los procesos aguas abajo, especificaciones de calidad, salud y medio ambiente.

Los esquemas de procesamiento que se evaluarán para retirar dichos gases contaminantes comprenden los de “Remoción Simultánea de CO₂ y H₂S”, y “Remoción Selectiva del H₂S y Recuperación del CO₂” para Tratamiento de Gas I y II respectivamente. Sin embargo, seleccionar un esquema óptimo que se adapte a cada caso de estudio para remover dichos componentes requiere de un análisis complejo, debido a que en muchas situaciones la purificación deseada del gas se puede lograr por diferentes procesos. Determinar la mejor opción en cada caso bajo un determinado conjunto de condiciones es el principal objeto de estudio del presente proyecto.

I.2 ANTECEDENTES

El tema de tratamiento de gases para la remoción de componentes ácidos (principalmente de CO₂ y H₂S) ha venido expandiéndose gracias a los avances de la ingeniería de procesos. Por esa razón, se cuenta con una amplia gama de referencias de investigaciones que han profundizado en la evaluación de esquemas para el procesamiento de gas, sirviendo como antecedentes del presente Trabajo Especial de Grado. A continuación se expone una breve reseña de algunos de dichos proyectos:

- **Villalba (2006)** realizó una evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas en YPERGAS (primera empresa nacional privada de gas natural no asociado en Venezuela), en base a una estimación de costos. Para lograr llevar a cabo la evaluación, investigó acerca de los procesos industriales vinculados con el endulzamiento de corrientes de gas; evaluó cada uno de los procesos previamente investigados y determinó la factibilidad de implementarlos dentro del campo Yucal Placer; efectuó una preselección para el análisis económico; recopiló información del esquema de endulzamiento actualmente instalado, su problemática y costos; elaboró un aproximado de inversión y operación del proceso alternativo seleccionado de forma preliminar; desarrolló el flujo de caja de cada una de las opciones (actual y preseleccionada); calculó los principales

indicadores de rentabilidad, con el fin de examinar la viabilidad de cada una de las opciones; y finalmente, seleccionó la alternativa más atractiva. La evaluación de los procesos de endulzamiento, la estimación de inversión y operación, y la metodología considerada para realizar la selección de la opción más atractiva, son los puntos claves y de interés, que se relacionan con el estudio que se abordará en el presente Trabajo Especial de Grado.

- **Resplandor (2006)** realizó un estudio de selección de procesos de endulzamiento para tratar el gas natural venezolano, aplicada al caso Yucal Placer. Para llevar a cabo dicha selección, elaboró un trabajo que aporta criterios de referencia a la ingeniería conceptual y básica, permitiendo preseleccionar procesos de endulzamiento, considerando la composición de entrada, condiciones de operación (presión y temperatura), volumen de gas a ser tratado y las especificaciones del gas procesado. El estudio, consistió en el uso de un mapa técnico, que facilita hacer una selección preliminar de los esquemas de tratamiento de corrientes de gas ácido más adecuados para un determinado conjunto de condiciones y características. El fin de esta investigación fue orientar al ingeniero de procesos en la escogencia de opciones tecnológicas que garanticen la producción de gas natural dentro de los estándares de calidad que rigen el mercado. La estrategia utilizada para efectuar la preselección y los criterios considerados por el autor para llevarla a cabo, son los aspectos de relevancia que se relacionan con el análisis que se emprenderá en el presente Trabajo Especial de Grado.
- **Rojas (2010)** realizó una evaluación de tecnologías de endulzamiento del gas natural proveniente de los campos San Joaquín, Guárico y El Roble del área mayor de Anaco. Para efectuar dicha evaluación recopiló y analizó los datos de muestreo más recientes del área, identificó el grupo de pozos y estaciones críticas en relación con el contenido de CO_2 y H_2S , hizo un análisis y selección de tecnologías disponibles para la remoción simultánea de CO_2 y H_2S , estableció parámetros claves de valoración; asignó a cada uno de los parámetros un peso o puntaje (según el grado de importancia de los mismos en el proyecto), elaboró el

estimado de costos de cada una de las opciones consideradas, comparó las alternativas a través de una matriz de contrastación y finalmente, seleccionó la opción tanto técnica como económicamente más viable. La estrategia de evaluación de los procesos de remoción de gas ácido, incluyendo la elaboración del estimado de costos de cada alternativa, son algunos de los puntos de mayor importancia, que se relacionan con el estudio que se ahondará en el presente Trabajo Especial de Grado.

- **Medina (2011)** elaboró un análisis técnico-económico para la selección de un proceso de endulzamiento del gas natural producido por técnicas de inyección de vapor. Para efectuar dicho análisis, hizo una exhaustiva revisión bibliográfica; evaluó una selección preliminar basada en una previa exploración de tipo comparativa; realizó el diseño y evaluación económica de tres opciones aplicables a las características del gas a tratar; y finalmente, contrastó cada una de las opciones mediante una matriz de distinción, resultando como mejor opción: el endulzamiento con un sistema híbrido de membranas y solventes formulados a base de aminas. La técnica escogida, proporciona un flujo a la salida de 1,49 millones de pies cúbicos de gas al día (MMPCED) con 0,01% de CO₂ y 4 partes por millón (ppm) en volumen de H₂S, costos de inversión moderados, bajos requerimientos de potencia y los mejores indicadores económicos. El análisis técnico-económico realizado por el autor y aplicado a las alternativas seleccionadas preliminarmente, la elaboración del costo aproximado de cada una de las opciones y la construcción de una matriz de elección definitiva, son las consideraciones que se vinculan con el estudio que se abordará en el presente Trabajo Especial de Grado.
- **Vázquez (2014)** evaluó el desarrollo de un parque industrial, utilizando coque proveniente de los complejos de refinación y mejoramiento de crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), para la producción de gas de síntesis, y poder generar insumos útiles como materia prima para la manufactura de productos petroquímicos de alto valor y demanda comercial. Para lograr llevar a cabo dicha evaluación, estableció tres escenarios con diferentes

configuraciones de unidades de proceso, en las que se engloban: preparación y gasificación del coque de petróleo, conversión de CO, tratamiento de gases ácidos empleando como solvente químico DEA y MDEA, PSA (*Pressure Swing Adsorption*), SRU (*Sulfur Recovery Unit*), generación de energía eléctrica, síntesis de metanol, amoníaco y urea. Para cada escenario, evaluó los siguientes aspectos: desarrollo del esquema global del complejo industrial, obtención de las capacidades de cada una de las unidades del complejo utilizando las alícuotas de consumo de materias primas y servicios industriales, balance de masa y energía en el gasificador de coque y en los procesos para la obtención de productos claves como metanol, amoníaco y urea, balance de masa y energía en los servicios industriales y generación de potencia; elaboración de los diagramas de flujo de proceso; ubicación de la planta y *Plot – Plant* preliminar de cada una de las unidades que conformaron el complejo industrial. La unidad de gasificación obtuvo un gas de síntesis con alto contenido de CO (45% en peso) e H₂ (32% en peso). Dicho proyecto, le antecede al presente Trabajo Especial de Grado, las unidades de tratamiento de gases ácidos mencionadas, son las que se desarrollarán mediante una evaluación de esquemas de tratamiento.

I.3 OBJETIVOS

En base a la información presentada hasta ahora, se plantea el objetivo general y los objetivos específicos.

I.3.1 Objetivo general

Evaluar varios esquemas de procesamiento de gases, con el fin de seleccionar el más adecuado para el tratamiento de gas procedente de unidades de gasificación de coque.

I.3.2 Objetivos específicos

- (a)** Realizar una selección preliminar a partir de esquemas de procesos para remover el gas ácido de una corriente de gas procedente de unidades de gasificación de coque.

- (b)** Elaborar los balances de masa y energía de los esquemas de procesos identificados para remover el gas ácido de una corriente de gas procedente de un proceso de gasificación de coque.
- (c)** Diseñar los diagramas de flujo de proceso de los esquemas preseleccionados.
- (d)** Estimar los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas de procesos preseleccionados.
- (e)** Elaborar el estimado de costos de los esquemas de procesos considerados.
- (f)** Comparar los esquemas de procesos considerados a partir de una matriz de selección del mejor esquema para tratar la corriente de gas referida.
- (g)** Elaborar un diagrama de distribución y ubicación de equipos (*Plot - Plan*) del proceso seleccionado para procesar la corriente de gas referida con todos los detalles que integran una unidad de tratamiento de gas.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

A continuación se abordan conceptos teóricos fundamentales para la comprensión del presente Trabajo Especial de Grado. Se destacan conceptos vinculados con el propósito del estudio de la empresa Tecnoconsult S.A., el cual tiene como objetivo establecer la factibilidad de un complejo industrial para la generación de gas de síntesis a partir de coque de petróleo, así como conceptos relacionados con el área de tratamiento de gases y selección de tecnologías de endulzamiento.

II.1 PROCESO DE COQUIFICACIÓN

La coquificación consiste en un craqueo térmico de los residuos atmosféricos y de vacío de petróleo para mejorarlos y convertirlos en productos de alto valor como, gas licuado de petróleo, nafta, gasoil liviano, entre otros, dejando como material de fondo, el coque de petróleo. La alimentación del proceso de coquificación es el residuo atmosférico o de vacío producido en los procesos previos de destilación atmosférica y de vacío (Cartaya, 2013).

II.2 COQUE

Sustancia sólida de color negro constituida principalmente por carbono y resultante del craqueo térmico de un crudo o de cualquier fracción derivada de este. El coque obtenido de las diferentes unidades de coquificación, concentra en gran parte el azufre y los metales (níquel y vanadio) contenidos originalmente en la alimentación (Vázquez, 2014). El coque de petróleo es un subproducto residual del proceso de mejoramiento y refinación de petróleo pesado y extrapesado en los procesos de conversión profunda, como coquificación retardada (*Delayed Coking*), flexicoquificación (*Flexicoking*) y coquificación fluidizada (*Fluid Coking*) (Ineletra, 2008).

En la Tabla Nro. 1 a continuación, se muestra la composición típica y algunas propiedades características del coque de petróleo venezolano.

Tabla Nro. 1 Composición y propiedades del Coque Venezolano (PDVSA Intevep, 2007).

	Amuay (*)	Cardón (*)	CIJAA (**)
Azufre (% en peso)	4,5	4,5	4,5
Vanadio (% en peso)	0,2	0,3	0,2
Níquel (% en peso)	-	-	400 ppm
Sodio (% en peso)	-	-	100 ppm
Humedad (% en peso)	8,6	12	10
Cenizas (% en peso)	0,7	0,5 - 2	-
Poder calorífico (BTU/lb)	14000 - 14200	14200 - 14500	-
Densidad (lb/ft ³)	65	-	60
Dureza (HGI)	50 - 55	70 - 80	50 - 70

(*): Complejo Refinador, (**): Mejoradores del Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui.

II.3 PROCESO DE GASIFICACIÓN

El proceso de gasificación permite transformar combustibles sólidos, como el material de fondo del proceso de coquificación (coque), de bajo valor y potencialmente contaminantes, en un gas limpio, que por su facilidad de transporte, presión, composición y contenido energético presenta múltiples aplicaciones. Es por tanto, el proceso de gasificación, un proceso intermedio, en el que se confiere valor añadido a la materia prima utilizada, habilitándola para ser empleada en la generación de energía o la obtención de diferentes productos petroquímicos de alto valor en el mercado (Treviño, s.f.).

II.4 GAS DE SÍNTESIS

Se conoce como gas de síntesis, a una mezcla de gases en la que predominan CO e H₂ en proporciones variables y que son adecuadas para síntesis especiales de productos químicos. La composición final del gas de síntesis depende de las condiciones de presión y temperatura, que a su vez dependen de los diferentes equilibrios que se establecen según el combustible y los agentes oxidantes (aire u oxígeno, vapor de

agua) empleados. El gas de síntesis se utiliza para la obtención de amoníaco (producto base para la manufactura de fertilizantes, como urea), metanol y a través del proceso *Fischer – Tropsch*, para la obtención directa de gasolinas (Treviño, s.f.). La composición típica del gas de síntesis en función del agente oxidante empleado, se presenta en la Tabla Nro. 2 a continuación.

Tabla Nro. 2 Composición típica del gas de síntesis en función del agente oxidante empleado (Aguilera, 2008).

Composición (% en volumen)	Gas de Síntesis (*)	Gas de Síntesis (**)	Gas de Síntesis (***)
H ₂	16	32	50
CO	20	48	20
CO ₂	12	15	22
CH ₄	2	2	6
N ₂	50	3	2

(*): Agente Oxidante: Aire, (**): Agente Oxidante: Oxígeno, (***) Agente Oxidante: Vapor.

II.5 PROCESO DE ENDULZAMIENTO O REMOCIÓN DE GASES ÁCIDOS

El Proceso de Endulzamiento o Remoción de Gases Ácidos (RGA), tiene como objetivo la eliminación de los componentes ácidos del gas natural o sintético (gas de síntesis), en especial el H₂S y el CO₂. Aunque, otros componentes ácidos como el sulfuro de carbonilo (COS) y el disulfuro de carbono (CS₂), son de gran importancia, debido a su tendencia a inhibir la capacidad de remoción de los solventes utilizados para endulzar el gas (Universidad de Oriente, s.f.).

Para que el proceso de endulzamiento tenga un alto grado de eficiencia, se debe comenzar por analizar la materia prima que se va a tratar. De hecho, el contenido de impurezas, forma parte de los conocimientos que se deben dominar para entender y hacerle seguimiento a los diseños. Por ello, se insiste en la tendencia del conocimiento inherente al contenido de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y agua, en primera instancia (Universidad de Oriente, s.f.).

Los procesos existentes para llevar a cabo el endulzamiento son los siguientes: Procesos con Aminas, Procesos con Membranas, Procesos con Carbonato de Potasio,

Procesos con Solventes Físicos, Procesos con Solventes Mixtos, Procesos de Adsorción Física y Procesos con Solventes No Regenerativos (Bergel, 2008).

II.6 ESQUEMAS DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO O RGA

Como se comentó en el punto anterior, existen diversos esquemas de procesos para llevar a cabo el endulzamiento. Debido a esto, el ingeniero de procesos se enfrenta con el desafío de seleccionar el esquema que mejor se adapte a las necesidades del proyecto. A continuación, se describen cada uno de ellos:

II.6.1 Procesos con Aminas

La absorción con aminas es uno de los procesos más difundidos en la industria del procesamiento de gases y ha sido utilizada por años en el tratamiento de corrientes de gas natural, corrientes líquidas o de gas provenientes de refinerías y gas de síntesis (Bergel, 2008).

Los esquemas de tratamiento con aminas están estructurados en dos secciones: una sección de absorción de gases ácidos y una sección de regeneración del solvente. La configuración del esquema de tratamiento se mantiene, sin importar la solución acuosa de amina que se esté utilizando como agente para el endulzamiento. Aunque en algunos casos (en función del tipo de amina que se seleccione) se pueden requerir modificaciones para optimizar los procesos y ajustarlos a propósitos específicos (Resplandor, 2006).

El proceso de endulzamiento con aminas es de dominio público. La Figura Nro. 1, muestra un esquema típico de un proceso de RGA utilizando aminas como solvente.

De acuerdo a la Figura Nro. 1, la corriente de gas a endulzar y la corriente de amina se ponen en contacto (en contracorriente) en una torre absorbidora. En esta torre los componentes ácidos del gas reaccionan con la amina y forman un complejo que es soluble en la fase líquida. Para que la reacción se lleve a cabo se deben cumplir las siguientes condiciones: presión elevada (5 – 120 bar) y temperatura baja (30 – 60°C). Por el tope de la columna absorbidora se obtiene una corriente de gas dulce, y por fondo se obtiene una corriente de amina rica. A fines de minimizar costos de

operación y de mitigar la contaminación al medio ambiente, se regenera la corriente de solvente. Para ello, se alimenta la corriente de amina rica a una columna regeneradora donde se lleva cabo la de desorción de los componentes ácidos. Las condiciones operativas de esta torre son opuestas a las condiciones de la columna absorbidora. Finalmente, la corriente de amina pobre se enfría y presuriza para ser realimentada a la torre absorbidora.

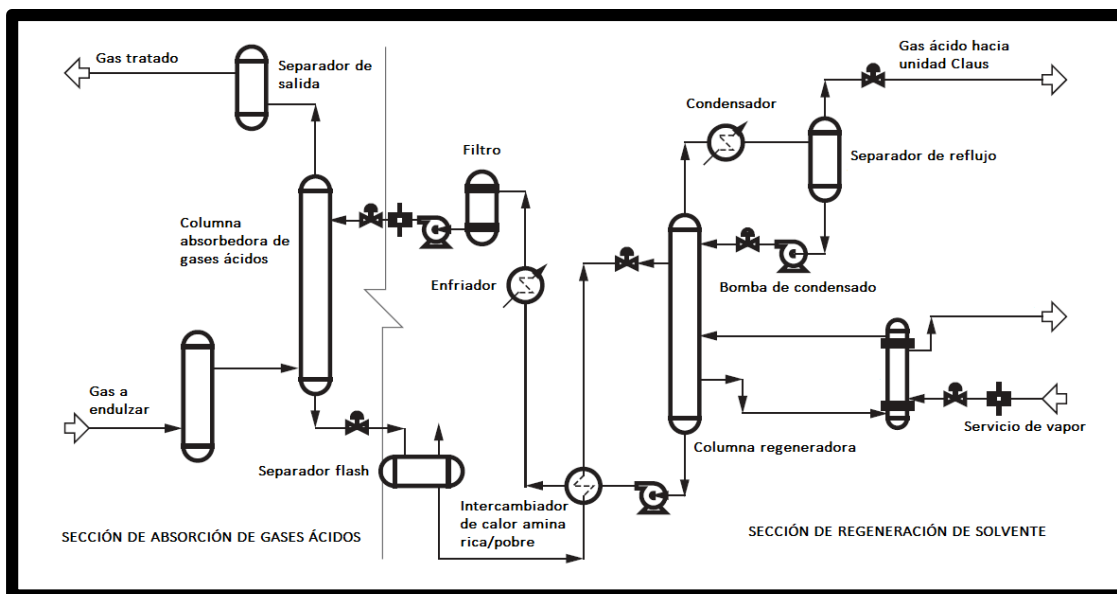


Figura Nro. 1 Esquema típico de un proceso de RGA utilizando aminas como solvente (SFA Pacific, Inc., 2002).

Los solventes más utilizados en los Procesos con Aminas, son los siguientes:

II.6.1.1 Monoetanolamina (MEA)

Solvente preferido en corrientes de gas que contienen bajas concentraciones de H_2S y CO_2 , por debajo de 70% en volumen (Resplandor, 2006).

Las soluciones de MEA, son utilizadas para la remoción de CO_2 (cuando el gas de alimentación está libre de H_2S , es decir solo contiene CO_2 como componente ácido), el retiro de H_2S (cuando el gas de la alimentación está libre de CO_2 , es decir solo contiene H_2S como componente ácido) o para la remoción simultánea de CO_2 y H_2S (cuando ambos componentes ácidos están presentes en el gas de alimentación). Por lo

tanto, el tratamiento de aminas con MEA, no es un proceso conveniente para el retiro selectivo del H_2S y del CO_2 del gas a endulzar (Resplandor, 2006).

Las soluciones acuosas de MEA, se utilizan con concentraciones de entre 10% y 20% en peso, pero la más común es la de 15% en peso. La presión de vapor de la MEA se encuentra alrededor de 1,05 milímetros de mercurio (mmHg) a 38°C (*Bryan Research and Engineering, Inc.*, 1994).

II.6.1.2 Dietanolamina (DEA)

Las soluciones de DEA, no permiten la remoción selectiva, solo la remoción simultánea de CO_2 y H_2S (Resplandor, 2006).

Las soluciones acuosas de DEA, se utilizan con concentraciones de entre 25% y 35% en peso. La presión de vapor de la DEA se encuentra alrededor de 0,058 mmHg a 38°C (*Bryan Research and Engineering, Inc.*, 1994).

II.6.1.3 Diglicolamina (DGA)

Las soluciones con DGA, se utilizan para remover CO_2 (cuando el gas de alimentación está libre de H_2S), H_2S (cuando el gas de alimentación está libre de CO_2) o H_2S y CO_2 de manera simultánea. No es por lo tanto un proceso conveniente para el retiro selectivo de H_2S cuando el CO_2 está presente en el gas (Resplandor, 2006).

Las soluciones acuosas de DGA, se utilizan con concentraciones de entre 50% y 70% en peso. La presión de vapor de la DGA se encuentra alrededor de 0,160 mmHg a 38°C (*Bryan Research and Engineering, Inc.*, 1994).

II.6.1.4 Metildietanolamina (MDEA)

La solución genérica de MDEA, se utiliza para el retiro selectivo de H_2S y disminuir sus concentraciones por debajo de 4 ppm en volumen o valores más bajos, a partir de un gas de alimentación con presencia de CO_2 y H_2S (Resplandor, 2006).

El MDEA puro, se utiliza generalmente en soluciones con concentraciones entre 35% y 50% en peso. La presión de vapor de la MDEA se encuentra alrededor de 0,0061 mmHg a 38°C (*Bryan Research and Engineering, Inc.*, 1994).

II.6.2 Procesos con Membranas

El sistema de endulzamiento por separación utilizando membranas está diseñado para reducir selectivamente el contenido de CO₂, H₂S y H₂O existente en los gases naturales. La separación está basada en el principio de que los gases se disuelven y difunden, unos con mayor intensidad que otros, a través de membranas de tipo poliméricas. Ciertos componentes del gas natural, especialmente CO₂, H₂S y H₂O pasarán o permearán a través de este tipo de membranas más rápido que los componentes hidrocarburos presentes en el gas, debido a la diferencia de solubilidad de estos componentes en el polímero y a la variación de la tasa a la cual ellos se difunden a través de la estructura de las membranas poliméricas.

Los procesos basados en membranas, no parecen ser adecuados para alcanzar especificaciones de CO₂ restrictivas (< 2% molar). Las membranas pierden competitividad para remociones porcentuales elevadas de CO₂ (por ejemplo, una remoción del 85%: de 14% molar a 2% molar de CO₂), que generalmente están asociadas a alcanzar especificaciones restrictivas. Pero se tornan más competitivas para remociones porcentuales bajas de CO₂ (< 85%), aún cuando estén asociadas a especificaciones restrictivas (por ejemplo, una remoción del 9%: desde 1,1% molar a 1,0% molar de CO₂) (Bergel, 2008).

II.6.3 Procesos con Carbonato de Potasio

La absorción con carbonato de potasio se produce a 110 y 120°C. El proceso presenta similitudes con el de aminas, ya que también ocurre reacción química (Bergel, 2008). Para mantener el carbonato disuelto en el agua, la solución debe mantenerse a temperaturas superiores de los 60°C para una solución de carbonato al 30% en peso. Distinto a las soluciones de amina, las de carbonato de potasio, no son susceptibles a la contaminación con oxígeno. El producto está disponible en el mercado, pero los

procesos basados en su uso, son desarrollados por las compañías dueñas de las licencias comerciales, siendo la *Universal Oil Products* (UOP) la principal con sus procesos Benfield, con amplias referencias industriales en el endulzamiento de gas natural. El proceso *CATACARB* también se basa en el uso de carbonato de potasio, pero presenta menos referencias de aplicación industrial (Resplandor, 2006).

II.6.4 Procesos con Solventes Físicos

Los esquemas de tratamiento con solventes físicos poseen una estructura similar a la de las aminas, con una sección de absorción de gases ácidos y una sección de regeneración de solvente. Los solventes físicos pueden regenerarse mediante sucesivas despresurizaciones, sin aporte de calor. Sin embargo, existe una amplia variedad de esquemas de procesos, y puede requerirse la regeneración térmica o un despojamiento. Los solventes físicos presentan desventajas para bajas presiones parciales de CO₂ en el gas de entrada, ya que la capacidad de absorción de los mismos es función de la presión parcial. Para presiones parciales por encima de 3,5 bar y 10 bar, esta tecnología comienza a ser atractiva por sobre los solventes químicos (Bergel, 2008).

Los solventes físicos, tales como DEPG (*Selexol*TM), NMP (*Purisol*®), Metanol (*Rectisol*®) y Carbonato de Propileno (*Fluor Solvent*TM) se han vuelto increíblemente populares como solventes para el tratamiento de gases, especialmente para tratar el gas producido en el proceso de gasificación (*Bryan Research & Engineering, Inc.*, 2008). Los solventes físicos más populares, se describen a continuación:

II.6.4.1 DEPG (SelexolTM)

DEPG es una mezcla de dimetil éteres de polietilenglicol con una presión de vapor cercana a 0,00073 mmHg a 25°C, usada para la absorción física de H₂S, CO₂ y mercaptanos de corrientes de gas. Los solventes que contienen DEPG están respaldados y son manufacturados por varias compañías, incluyendo *Coastal Chemical Company* (conocida como *Coastal AGR*), *Dow* (*Selexol*TM) y *Universal Oil Products* (UOP) (*Selexol*TM) (*Bryan Research & Engineering, Inc.*, 2008).

II.6.4.2 NMP (Purisol®)

El Proceso Purisol® que usa NMP es licenciado por *Lurgi AG*. La presión de vapor del NMP se encuentra alrededor de 0,40 mmHg a 25°C. Los esquemas de flujo usados por este solvente son similares a los utilizados por DEPG (*Bryan Research & Engineering, Inc.*, 2008).

II.6.4.3 Metanol (Rectisol®)

El metanol (MeOH) utilizado como solvente físico, tiene una presión de vapor elevada de 125 mmHg a 25°C. Existen numerosos procesos que utilizan metanol para la remoción de gas ácido, incluyendo el Proceso Rectisol® (licenciado por *Lurgi AG*) y *Ifpexol®* (licenciado por *Prosernat*) (*Bryan Research & Engineering, Inc.*, 2008).

El diagrama de flujo típico de un esquema de RGA utilizando el Proceso Rectisol®, se muestra en la Figura Nro. 2 a continuación.

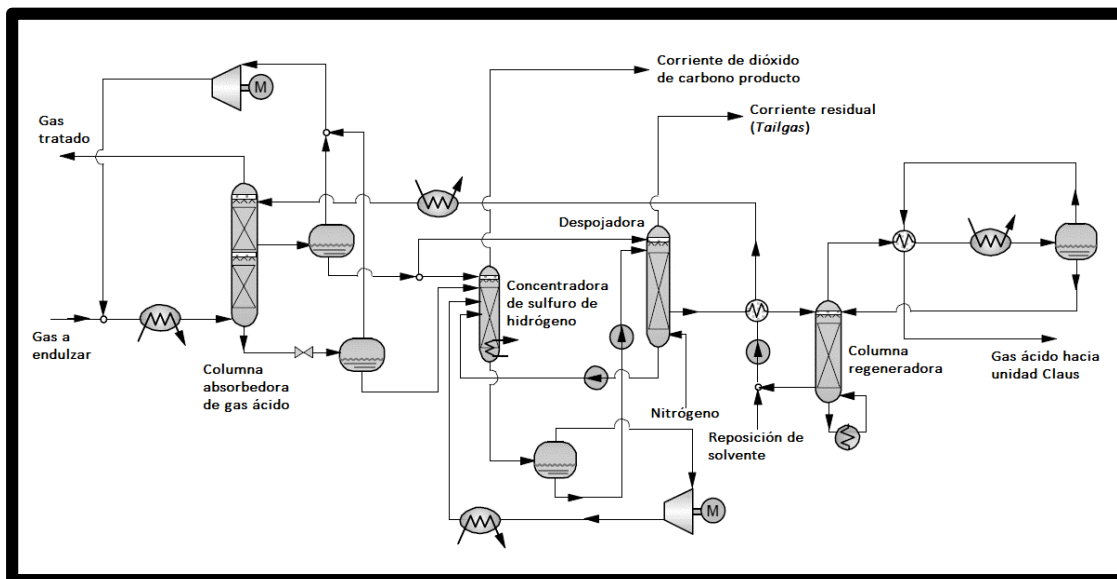


Figura Nro. 2 Esquema típico del Proceso Rectisol® (*SFA Pacific, Inc.*, 2002).

De acuerdo a la Figura Nro. 2, la corriente de gas a endulzar (previamente adecuada a las condiciones operativas del proceso de absorción) y la corriente de metanol (MeOH), se ponen en contacto en contracorriente, en una absorbidora de gas ácido. En esta torre los componentes ácidos del gas (CO₂ y H₂S) son removidos a presión

elevada (> 20 bar) y temperatura baja, de aproximadamente $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$. Por el tope de la columna absorbidora se obtiene una corriente de gas tratado, mientras que a través de una salida lateral (opcional) y por el fondo de la misma, una corriente de metanol rico en CO_2 y H_2S . Aguas abajo, el metanol rico, pasa a través de una columna concentradora de H_2S de la cual se obtiene; por el tope una corriente de CO_2 prácticamente pura ($> 96\%$ molar), para posteriormente pasar a través de una despojadora con nitrógeno (N_2), de la cual se obtiene una corriente gaseosa residual (compuesta principalmente por CO_2 y N_2). Finalmente el solvente, en teoría libre de CO_2 , es llevado a una columna regeneradora de la cual se obtiene por el tope una corriente de gas ácido que puede ser enviada directamente hacia una unidad Claus, y por el fondo el solvente regenerado (el cual es posteriormente adecuado y recirculado a la columna absorbidora).

II.6.4.4 Carbonato de Propileno (*Fluor Solvent*TM)

El Proceso *Fluor Solvent*TM que usa Carbonato de Propileno es licenciado por *Fluor Daniel, Inc.*, y ha sido usado desde la década de los años 1950. El PC con una presión de vapor baja de alrededor de $0,085\text{ mmHg}$ a 25°C , está disponible como *JEFFSOL*[®] *PC Solvent* y es particularmente ventajoso en el tratamiento de gas de síntesis (*Bryan Research & Engineering, Inc.*, 2008).

II.6.5 Procesos con Solventes Mixtos

Los procesos con solventes mixtos emplean una solución constituida principalmente por la mezcla de un solvente químico y otro físico. La absorción con solventes mixtos, guarda muchas similitudes con la absorción con aminas y tiene algunas de las ventajas asociadas a los solventes físicos (menores requerimientos de calor en la sección de regeneración del solvente). Los esquemas de tratamiento con solventes mixtos están estructurados al igual que los esquemas con aminas en dos secciones; una sección de absorción de gases ácidos y una sección de regeneración del solvente. (Bergel, 2008).

De los procesos con solventes mixtos, el más conocido es el Sulfinol® (Villalba, 2006).

II.6.5.1 Sulfinol®

El Proceso Sulfinol®, licenciado por *Shell E&P Technology Company*, utiliza un solvente compuesto, que consiste en una mezcla de diisopropanolamina (DIPA) (al 30 – 45% en peso) o metildietanolamina (MDEA), dióxido de tetrahidrotiofeno (sulfolano) (al 40 – 60% en peso) y agua (al 5 – 15% en peso). Este proceso permite tratar corrientes de gas natural o sintético con un contenido de componentes ácidos de 0 a 53,6% en volumen de H_2S , y de 2,6 a 43,5% en volumen de CO_2 . El Proceso Sulfinol®, puede alcanzar especificaciones a la salida en el orden de 1 a 8 ppm en volumen de H_2S , y de 50 ppm a 3% en volumen de CO_2 (*Gas Processors Suppliers Association* (GPSA), 1998).

II.6.6 Procesos de Adsorción Física

Es un proceso de separación que tiene como objetivo remover las impurezas o trazas de componentes ácidos del gas mediante el contacto con sólidos que tienen propiedades adsorbentes, el proceso de adsorción se realiza por filtros moleculares, también llamados tamices moleculares. La adsorción física, resulta eficiente para contenidos de CO_2 menores al 2% molar y permite alcanzar especificaciones muy bajas (menores a 50 ppm molar). Además, se remueve agua, H_2S , mercaptanos y otros compuestos de azufre. Por lo que es usual su utilización en trenes de liquefacción de gas (para LGN) (Bergel, 2008).

La adsorción física solo resulta economicamente conveniente para concentraciones bajas de CO_2 en la entrada (entre 0,1 y 0,2% en volumen), y en general, se aplica para purificación del gas, cuando también deben removerse H_2S y mercaptanos u otros compuestos de azufre; su uso para remover exclusivamente CO_2 no es habitual (Bergel, 2008).

En resumen, los procesos de adsorción física están relacionados con el uso de tamices moleculares para la remoción de gases contaminantes, pero en pequeñas cantidades o

trazas en términos de partes por millón (ppm). También pueden ser utilizados aguas abajo del endulzamiento como tratamiento depurador, a fin de remover los compuestos de azufre presentes en el gas (Resplandor, 2006).

II.6.7 Procesos con Solventes No Regenerativos (Hidróxido de Sodio)

Los procesos con solventes no regenerativos presentan similitudes con los esquemas de tratamiento que emplean aminas como solvente en lo relativo a que también ocurre reacción química.

Para bajas cantidades de dióxido de carbono (CO_2) a remover, y presión parcial de gas ácido en la alimentación $< 3,45$ bar, los procesos no regenerativos resultan ser la alternativa recomendada, debido al bajo costo de instalación de esta tecnología, mientras que para grandes cantidades, el costo operativo del solvente no regenerable vuelve prohibitiva su aplicación. Los Procesos con Solventes No Regenerativos, resultan eficientes para contenidos de gas ácido en la alimentación menores al 0,1% en volumen (Bergel, 2008).

II.7 CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO O RGA

Las características de cada uno de los procesos de endulzamiento, permiten evaluar la aceptación o descarte de algunos de ellos para tratar una determinada corriente de gas que se encuentra bajo un determinado conjunto de condiciones.

La Tabla Nro. 3, resume las principales características de los procesos de endulzamiento o de remoción de gases ácidos (RGA) mencionados. El porcentaje (%) de recuperación de la corriente de gas alimentada, el porcentaje (%) de remoción de dióxido de carbono (CO_2), la preferencia del proceso por la remoción de uno de los componentes ácidos, el contenido de gas ácido máximo permisible, la presión parcial de gas ácido en la alimentación, las referencias del esquema de proceso en el tratamiento de corrientes gaseosas provenientes de unidades de gasificación y las condiciones típicas operativas de cada uno, como temperatura y presión, han sido los factores considerados para su elaboración.

Tabla Nro. 3 Principales Características de los Procesos de Endulzamiento o RGA.

	Aminas	Membranas	Carbonato de Potasio	Solventes Físicos	Solventes Mixtos	Adsorción Física	Solventes No Regenerativos
% de Recuperación de la Corriente de Gas Alimentada (*)	> 80	50 - 60	> 80	> 80	> 80	60 - 80	> 80
% de Remoción de CO₂ (*)	Remoción de CO ₂ > 85%	Competitivo en remociones de CO ₂ < 85%	Remoción de CO ₂ > 85%	Remoción de CO ₂ > 85%	Remoción de CO ₂ > 85%	Competitivo en remociones de CO ₂ < 85%	Competitivo en remociones de CO ₂ < 85%
Preferencia del Proceso por la Remoción de uno de los Componentes Ácidos (*)	Convenientes para la remoción de ambos componentes ácidos.		El carbonato de potasio es conveniente para la remoción masiva de CO ₂ , a partir de un gas de alimentación libre de H ₂ S.	Convenientes para la remoción de ambos componentes ácidos.			
Contenido de Gas Ácido Máximo Permisible en la Alimentación (*)	70% en volumen.	90% en volumen.	5 – 50% en volumen.	> 70% en volumen.	> 70% en volumen.	0,1 – 0,2% en volumen.	< 0,1% en volumen.
Presión Parcial de Gas Ácido en la Alimentación (**)	< 7 bar	> 3,45 bar	< 3,45 bar	> 3,45 bar	> 3,45 bar	< 3,45 bar	< 3,45 bar
Referencias del Esquema de Proceso en Gasificación (***)	Escasas.	Sin referencias.		Amplia gama de referencias.	Escasas.	Sin referencias.	
Temperatura Típica de Operación (°C) (*)	Abs.: 30 – 60	< 60	Abs.: 110 – 120	Abs.: -70 – 25	Abs.: 25 – 60	30 – 60	25
Presión Típica de Operación (bar) (*)	Abs.: 5 – 120 Reg.: 1,5	27 – 100	Abs.: > 20 Reg.: 1,5	Abs.: > 20 Reg.: 1,5	Abs.: > 20 Reg.: 3,0	14 a 69	Según requerimientos.

(*): Bergel (2008), (**): *Gas Processors Suppliers Association “GPSA”* (1998), (***): *FSA Pacific, Inc.* (2002) / Abs.: Absorción.

II.8 SOLVENTES UTILIZADOS EN LOS PROCESOS DE RGA

Comercialmente existe una numerosa cantidad de procesos disponibles para remover el gas ácido de corrientes de gas. Sin embargo, el tipo de solvente es el principal tema de interés en la remoción de gases ácidos. Los solventes pueden ser clasificados en tres tipos genéricos; solventes químicos, solventes físicos y solventes mixtos. Existen muchas instalaciones de cada tipo, tratando una variedad de corrientes de gas natural y gas de síntesis. Para el tratamiento con solventes químicos, los solventes más utilizados son los basados en aminas, y la MDEA se ha consolidado como el solvente favorito, debido a su capacidad de remover selectivamente los componentes ácidos del gas y baja corrosividad (< 3 milímetros por año, MPY). Los solventes físicos favoritos son el metanol (MeOH) y el dimetil éter de polietilenglicol (DEPG), representados por el Proceso Rectisol® y Selexol™ respectivamente, los cuales permiten alcanzar especificaciones de menos de 1 ppm en volumen de H₂S. De los solventes mixtos, el más usado, y por ende el más conocido, es el utilizado en el Proceso Sulfinol®, ya que permite alcanzar concentraciones de H₂S a la salida (gas tratado) de 1 a 8 ppm en volumen (*SFA Pacific, Inc.*, 2002).

II.9 CARACTERÍSTICAS DE LOS SOLVENTES UTILIZADOS PARA LA RGA

Los solventes químicos basados en aminas, incluyen aminas primarias, secundarias y terciarias. Se describirán las características de la MEA (monoetanolamina), DEA (dietanolamina), DGA (diglicolamina) y MDEA (metildieatanolamina), ya que cuentan con una amplia gama de referencias industriales en el procesamiento de gases, y con una sólida documentación dentro de la empresa Tecnoconsult S.A. Por otra parte, se considerarán los solventes físicos más populares en la industria de la remoción de gases ácidos, como; el DEPG (Selexol™), el MeOH (Rectisol®), el NMP (Purisol®) y el PC (*Fluor Solvent™*).

Algunos aspectos relevantes y propiedades de interés de los solventes anteriormente mencionados, se resumen a continuación en las Tablas Nro. 4 y Nro. 5, correspondientes a solventes basados en aminas y solventes físicos respectivamente.

Tabla Nro. 4 Aspectos relevantes y propiedades de los Solventes Basados en Aminas.

	Procesos de Tratamiento con Aminas			
	MEA	DEA	DGA	MDEA
Capacidad de Remoción (***)	Remueven el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono simultáneamente, sin preferencia alguna por uno de los componentes ácidos.		Tiene la preferencia de reaccionar con el CO ₂ antes que con el H ₂ S.	Tiene la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ . Remueve selectivamente el sulfuro de hidrógeno y puede ser utilizada para la recuperación del CO ₂ .
Especificación de Salida (ppmv) (#)	H ₂ S: de 4 a 150 CO ₂ : de 150 ppm a 2% en volumen			
Corrosividad (MPY) (*)	Las soluciones con MEA, son las más corrosivas, con valores de 32 y 13 MPY para concentraciones de 30 y 15% en peso.	Las soluciones con DEA, son menos corrosivas que las de MEA, con valores de 25 y 8 MPY para concentraciones de 50 y 20% en peso.	Al igual que las soluciones con MEA, los problemas de corrosión limitan la carga de gas ácido.	Las soluciones con MDEA, son menos corrosivas que las de DEA, con valores de hasta 3 MPY para concentraciones de 50% peso.
Referencias en Plantas de Gasificación (**)	Escasas referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.			
Presión de Vapor del Solvente (mmHg a 38°C) (*)	1,05	0,0580	0,0063	0,160
Viscosidad (cP) (*)	24,1 a 68 °F	350 a 68 °F	1,3 cS a 50 °F	40 a 60 °F
Gravedad Específica a 20°C/20°C (*)	1,02	1,0919 (30°C/20°C)	1,04	1,06
Peso Molecular (*)	61,08	105,14	119,16	105,14
Punto de Congelación (°C) (*)	10,5	28	-23	-12,5
Punto de Ebullición a 760 mmHg (°C) (*)	170,5	269	247	221

(*): MPY unidad de medida de la pérdida de peso del metal o cualquier aleación en contacto con el solvente. *Amines & Plasticizers Limited* (1991), (**): *FSA Pacific, Inc.* (2002), (***): *Resplandor* (2006), (#): Especificación de salida en partes por millón en volumen (Rojas, 2010).

Tabla Nro. 5 Aspectos relevantes y propiedades de los Solventes Físicos.

	Procesos de Tratamiento con Solventes Físicos			
	DEPG (Selexol™)	Metanol (Rectisol®)	NMP (Purisol®)	PC (Fluor Solvent™)
Capacidad de Remoción (***)	Tiene la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ .	Remueve selectivamente el sulfuro de hidrógeno y puede ser utilizado para la recuperación del dióxido de carbono.	Tienen la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ .	
Especificación de Salida (ppmv) (#)	H ₂ S: < 1 CO ₂ : < 2% en volumen			
Corrosividad (MPY) (*)	Baja corrosividad o no corrosivos (Corrosividad ≤ 3 MPY).			
Referencias en Plantas de Gasificación (**)	Escasas referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	Amplia gama de referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	Escasas referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	
Presión de Vapor del Solvente (mmHg a 25 °C) (***)	0,0007	0,085	0,40	125
Viscosidad a 25 °C (cP) (***)	5,80	3,00	1,65	0,60
Gravedad Específica a 25 °C (kg/m³) (***)	1030,00	1195,00	1027,00	785,00
Peso Molecular (***)	280,00	102,00	99,00	32,00
Punto de Congelación (°C)	-28,00	-48,00	-24,00	-92,00
Punto de Ebullición a 760 mmHg (°C) (***)	275,00	240,00	202,00	65,00
Conductividad Térmica (Btu/h·ft·°F) (***)	0,110	0,120	0,095	0,122
Máxima Temperatura de Operación (°C) (***)	175,00	65,00	-	-

(*): MPY unidad de medida de la pérdida de peso del metal o cualquier aleación en contacto con el solvente. *Amines & Plasticizers Limited* (1991), (**): *FSA Pacific, Inc.* (2002), (***): *Bryan Research & Engineering, Inc.* (2008), (#): Especificación de salida en ppmv (Rojas, 2010).

II.10 SOLVENTES UTILIZADOS EN LA RGA DE CORRIENTES DE GAS DE SÍNTESIS PROVENIENTES DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN

Los procesos de remoción de gas ácido (RGA) empleados comercialmente en plantas de gasificación orientadas hacia la producción de amoníaco y metanol, se listan en el Apéndice B.

Para las aplicaciones relacionadas con síntesis química que requieren gas de síntesis con menos de 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno, los procesos con solventes físicos tales como el Rectisol® y el Selexol™ son normalmente utilizados, siendo el primero el que cuenta con un mayor número de referencias industriales, los mismos permiten esencialmente la remoción total del sulfuro (hasta menos de 1 ppmv); estos pueden operar a temperaturas muy bajas (el Proceso Rectisol® por ejemplo puede operar a -70°C) (*National Energy Technology Laboratory*, 2015).

II.11 CRITERIOS DE EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO DE GAS

A continuación, se describe la teoría vinculada con el establecimiento de los criterios de selección de las alternativas de procesamiento de gas evaluadas en este Trabajo Especial de Grado, mediante matrices de decisión tecno - económicas.

II.11.1 Proceso Analítico Jerárquico (AHP)

El Proceso Analítico Jerárquico (AHP) propuesto por Saaty en el año 1980, se basa en la idea de que; la complejidad inherente a un problema de toma de decisión con criterios múltiples, se puede resolver mediante la jerarquización de los problemas planteados. El método AHP, es un método de selección de alternativas (estrategias, inversiones, etc.) en función de una serie de criterios o variables, las cuales suelen estar en conflicto (Saaty, 1980).

II.11.1.1 Establecimiento del peso ponderado de los criterios de preselección y selección final de acuerdo al Proceso Analítico Jerárquico (AHP) de Saaty

El AHP, utiliza una estrategia de asignación indirecta, por la que el decisor sólo tiene que realizar una valoración sobre la importancia del criterio verbalizada en términos

cualitativos y después acudir a una escala, que previamente ha sido establecida para obtener los valores numéricos que se corresponden con su valoración.

Por tanto, como paso previo a la resolución del problema de asignación de pesos a los criterios, se debe definir la correspondencia entre la valoración cualitativa del decisor y la asignación numérica. La escala numérica sugerida por Saaty (1980) se presenta en la Tabla Nro. 6 a continuación.

Tabla Nro. 6 Escala de valores de comparación o Tabla de Saaty (Saaty, 1980).

Ponderación	Significado
9	Extremadamente significativo
7	Fuertemente significativo
5	Moderadamente más significativo
3	Un poco más significativo
1	Igualmente significativo
1/3	Moderadamente significativo
1/5	Muy poco significativo
1/9	Nada significativo
1/8, 1/7, 1/6, 1/4, 1/2, 2, 4, 6, 8	Valores intermedios de comparación

Luego, se establecen las prioridades mediante comparación entre pares y así se determinan los pesos relativos de los criterios. Los números de la escala mostrada en la Tabla Nro. 6, representan la proporción en la que uno de los elementos que se consideran en la comparación pareada domina al otro respecto a una propiedad o criterio que tienen en común. El elemento menor tiene el valor recíproco o inverso respecto al mayor, es decir, si x es el número de veces que un elemento domina a otro, entonces este último es x^{-1} veces dominado por el primero, de tal modo que $x^{-1} \cdot x = x \cdot x^{-1} = 1$ (Saaty, 1980).

Para determinar el peso de cada uno de los criterios, el decisor haciendo uso de la Tabla Nro. 6, debe construir una matriz de ponderación de criterios (R), de tal modo que el término r_{ij} representa la prioridad relativa entre el criterio de la fila i y el criterio de la columna j respecto a la meta del problema. Este término será mayor,

igual o inferior a uno dependiendo de cuál de los dos criterios sea más importante para el logro de la meta. La matriz de ponderación (R) de dimensión nxn, tiene la forma:

Tabla Nro. 7 Matriz de ponderación (R) de criterios de dimensión nxn (Saaty, 1980).

	C_1		C_i	C_j
C_1	1			
$\vdots$		1		
C_i			1	r_{ij}
C_j			r_{ji}	1

En la matriz de ponderación de criterios $r_{ij} \cdot r_{ji} = 1$. Una matriz con esta propiedad se denomina matriz recíproca.

Para establecer las prioridades de los criterios ($\hat{w}_i$), este método emplea los conceptos matemáticos de valor propio (autovalor) y vector propio (autovector).

Dado que los pesos no son conocidos y la matriz de ponderación de criterios (R) (Tabla Nro. 7) se construye con los juicios del decisor, los cuales no necesariamente son consistentes, se debe realizar la prueba de consistencia. Dicha prueba de consistencia tiene como objetivo comprobar que los juicios del decisor son consistentes (Saaty, 1980).

Basado en los conceptos de Saaty (1980), en primer lugar se debe estimar el vector de pesos (vector propio) aplicando el siguiente procedimiento:

1ro. Obtener la matriz normalizada (R_{Norm}), dividiendo cada elemento de la columna j-ésima por la suma de todos los elementos de dicha columna:

$$R_{Norm} = \left[r_{ijNorm} = \frac{r_{ij}}{\sum_{i=1}^n r_{ij}} \right] \quad (\text{Ecuación 1})$$

2do. Estimar el vector de pesos ($\hat{w}$) calculando el promedio de cada fila de la matriz normalizada. El vector $\hat{w}$ de pesos será igual a:

$$\hat{w} = [\hat{w}_1, \hat{w}_2, \dots, \hat{w}_i, \dots, \hat{w}_n] \quad (\text{Ecuación 2})$$

$$\hat{w}_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n r_{ij\text{Norm}} \quad (\text{Ecuación 3})$$

En la Ecuación 3, $\hat{w}_i$ representa el promedio de cada fila de la matriz normalizada (R_{Norm}).

Para comprobar la consistencia de los juicios, se parte del principio de que si la matriz R es completamente consistente, entonces el máximo autovalor de la matriz (λ_{max}) debe ser igual a la dimensión (n) de la misma.

La consistencia se mide mediante el índice de consistencia (IC), que tiene la siguiente expresión:

$$IC = \frac{\lambda_{\text{max}} - n}{n - 1} \quad (\text{Ecuación 4})$$

Esta medida puede ser utilizada para mejorar la consistencia de los juicios si se compara con el número apropiado de la Tabla Nro. 8, que tabula los valores del índice de consistencia aleatorio (IA) en función de la dimensión (n) de la matriz. El índice de consistencia aleatorio se define como el índice de consistencia aleatorio medio obtenido mediante la simulación de 100.000 matrices recíprocas generadas aleatoriamente utilizando la escala de Saaty mostrada en la Tabla Nro. 6.

Tabla Nro. 8 Índice de consistencia aleatorio (IA) en función de la dimensión de la matriz (n) (Saaty, 1980).

n	1	2	3	4	5	6	7	8
IA	0	0	0,525	0,882	1,115	1,252	1,341	1,404

Luego, se calcula el cociente entre el índice de consistencia (IC) y el índice de consistencia aleatorio (IA), de acuerdo a la Ecuación 5, obteniéndose la razón de consistencia (RC).

$$RC = \frac{IC}{IA} \quad (\text{Ecuación 5})$$

Para verificar la consistencia, se utiliza la Tabla Nro. 9, que presenta los valores que puede tomar la razón de consistencia (RC) según Saaty (1980).

Tabla Nro. 9 Valores que puede tomar la razón de consistencia (RC) (Saaty, 1980).

Valor de la Razón de Consistencia (RC)	Significado
$RC = 0$	La matriz de ponderación de criterios (R) es consistente.
$RC \leq 0,10$	La matriz de ponderación de criterios (R) tiene una inconsistencia admisible, lo que significa que se le considera consistente y el vector de pesos obtenido se admite como válido.
$RC > 0,10$	La inconsistencia es inadmisble y se aconseja revisar los juicios.

Para calcular el índice de consistencia (IC), el máximo autovalor de la matriz de ponderación de criterios ($\lambda_{\max}$), se obtiene de la siguiente ecuación:

$$R \cdot \hat{w} = \lambda_{\max} \cdot \hat{w} \quad (\text{Ecuación 6})$$

Se multiplica la matriz de ponderación de criterios R por el vector $\hat{w}$ y se obtiene un vector columna, luego cada componente de él se divide por las del vector $\hat{w}$ y se genera otro vector columna formado por los valores propios de la matriz R. Se promedian dichos valores y se obtiene $\lambda_{\max}$.

Finalmente, luego de comprobada la consistencia, el puntaje ponderado de los correspondientes criterios considerados será equivalente al vector de pesos ($\hat{w}$) representado por la Ecuación 2.

II.12 HERRAMIENTAS DE SIMULACIÓN

Los simuladores de procesos, se basan en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, etc.; son modelados a través de

modelos específicos para los mismos, y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta. En esta filosofía se tiene como ventaja el hecho que cada sistema de ecuaciones es resuelto con una metodología que resulta adecuada para el mismo, ya que es posible analizar bajo todas las circunstancias posibles, el comportamiento del método de resolución propuesto, esto es sistemas ideales, no ideales, topología diversas del equipo, distintas variantes, etc. (Adams, T., s.f.).

II.12.1 Simulador de procesos Aspen HYSYS®

Es un sistema de modelado de procesos orientado a la industria de la ingeniería de petróleo y química. El mismo permite ejecutar simulaciones en estado estacionario y simulaciones dinámicas. Las simulaciones en estado estacionario, permiten realizar los cálculos relacionados con el balance de masa y energía de un proceso en un determinado instante de tiempo. Mientras que las simulaciones dinámicas incluyen en el factor tiempo en sus cálculos (*Aspen Technology, Inc.*, 2015).

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

A continuación, se presentan los pasos que se siguieron para lograr el cumplimiento de los objetivos planteados. Se desarrolló una estrategia metodológica pertinente, la misma se presenta de forma esquemática en la Figura Nro. 3. Es imprescindible además, hacer énfasis en que los bloques de tratamiento de gas (Tratamiento de Gas I y Tratamiento de Gas II) que se consideraron para llevar a cabo el presente Trabajo Especial de Grado, corresponden al estudio que ha venido realizando la empresa Tecnoconsult S.A. desde el año 2014. El Esquema Global del Complejo Industrial y su descripción se detallan en el Apéndice A.

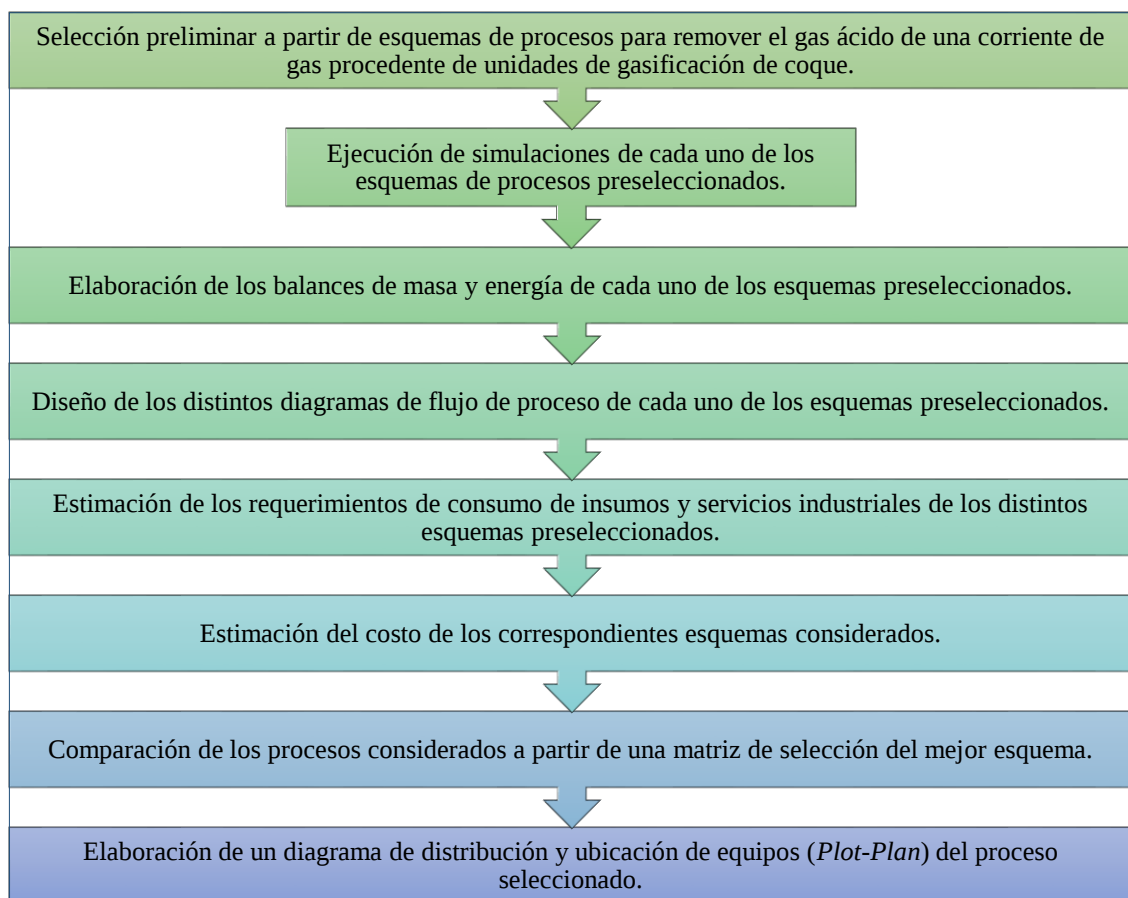


Figura Nro. 3 Esquema descriptivo de la estrategia metodológica propuesta.

III.1 SELECCIÓN PRELIMINAR A PARTIR DE PROCESOS PARA REMOVER EL GAS ÁCIDO DE UNA CORRIENTE DE GAS PROCEDENTE DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE COQUE

De acuerdo al Esquema Global del Complejo de Gasificación planteado por la empresa Tecnoconsult S.A. (ver Apéndice A), las corrientes direccionadas al Tratamiento de Gas I y II están orientadas hacia la síntesis química (producción de metanol y amoníaco respectivamente). El bloque de Tratamiento de Gas I comprende la remoción total del gas ácido contenido en la corriente de gas de síntesis, mientras que el bloque de Tratamiento de Gas II comprende la recuperación del dióxido de carbono con el fin de utilizarlo posteriormente en la manufactura de urea. Ambos bloques de tratamiento se definen como casos de estudio, los mismos se describen a continuación.

III.1.1 Casos de estudio

III.1.1.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I (TGI)

La corriente de 518.096 Nm³/h de gas alimentada al bloque de Tratamiento de Gas I, proveniente de la gasificación del coque de petróleo, se encuentra disponible a 240 °C y 27 bar con un 16% molar de dióxido de carbono y 1,3% de sulfuro de hidrógeno. La misma requiere ser tratada con el fin de alcanzar la especificación de menos de 1 ppm en volumen de H₂S, la recuperación del dióxido de carbono en este caso no es importante, por lo que la remoción simultánea de ambos componentes es aplicable.

III.1.1.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II (TGII)

La corriente de 1.496.479 Nm³/h proveniente de los convertidores de monóxido de carbono (Reactor HTS por sus siglas en inglés “*High Temperature Shift*”), se encuentra disponible a 50 °C y 26 bar con un 42% molar de dióxido de carbono y 0,90% de sulfuro de hidrógeno. La misma requiere ser tratada de manera tal que se “Remueva Selectivamente el Sulfuro de Hidrógeno” alcanzando la especificación de menos de 1 ppm en volumen y “Recupere Parte del Dióxido de Carbono” que se

utilizaría aguas abajo como materia prima en la manufactura de urea (el flujo de CO_2 recuperado debe ser ≥ 840 t/día).

III.1.2 Primera fase de preselección: descarte de esquemas de procesos no aptos para tratar los casos de estudio

Como primera fase del proceso de preselección, se realiza un descarte de tipo cualitativo de los esquemas no aptos para tratar ambos casos de estudio (definidos en el punto anterior). Para ello, se utiliza como soporte la Tabla Nro. 3 basada en las principales características de los Procesos de Endulzamiento. La aplicabilidad de los procesos disponibles según; el % de Recuperación de la Corriente de Gas Alimentada, el % de Remoción de CO_2 , la Preferencia del Proceso por la Remoción de uno de los Componentes Ácidos, el Contenido de Gas Ácido Máximo Permisible en la Alimentación, la Presión Parcial de Gas Ácido en la Alimentación y las Referencias del Esquema de Proceso en Gasificación han sido los factores considerados, debido a que muchos esquemas no cuentan con experiencia en el tratamiento de gas de síntesis, son aplicables solo para corrientes de gas con bajo contenido de componentes ácidos (Presión parcial de gas ácido $< 3,45$ bar), remociones porcentuales bajas ($< 85\%$), eliminación de trazas de componentes ácidos o purificación de gas.

III.1.3 Segunda fase de preselección: selección preliminar a partir de esquemas de procesos aptos para tratar los casos de estudio

Con el fin de continuar ahondando entre los procesos aplicables para tratar los casos de estudio (TGI y TGII), como segunda fase del proceso de preselección se utiliza una guía típica de evaluación la cual requiere como datos de entrada la Presión Parcial de Gas Ácido en la Alimentación y la presión parcial del mismo en el gas producto. La Figura Nro. 4, presenta un ejemplo de la gráfica de selección de tecnologías de endulzamiento empleada.

La guía de preselección se utiliza para evaluar cada caso de estudio de manera individual. Además, con el fin de soportar los resultados obtenidos en la evaluación

cualitativa, se realiza una revisión de reportes internacionales relacionados con los procesos utilizados en el endulzamiento de corrientes de gas y procesos de Remoción de Gases Ácidos (RGA) empleados comercialmente en gasificación, así como también la revisión web de los últimos avances a nivel mundial sobre el tratamiento de gases empleando solventes físicos y químicos.

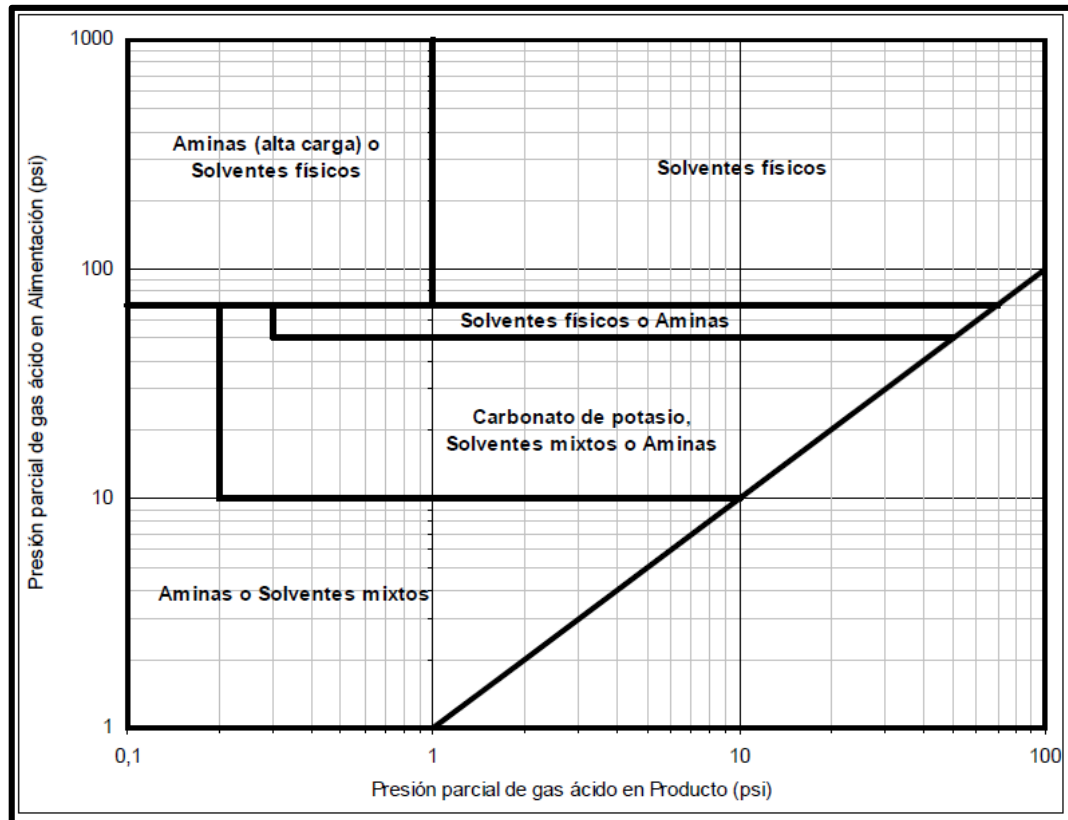


Figura Nro. 4 Gráfica de Selección de Tecnologías de Endulzamiento (Bergel, 2008).

Para hacer uso de la Figura Nro. 4, conocidos los valores de presión parcial de gas ácido en la alimentación y en el gas tratado, se debe ubicar un punto con coordenadas X e Y sobre la gráfica, dónde el eje X es equivalente a la presión parcial de gas ácido en el producto, mientras que el eje Y corresponde a la presión parcial de gas ácido en la alimentación. La ubicación del punto (X, Y) sobre la Figura Nro. 4, está directamente relacionada con la determinación de un área; que corresponde al esquema, o en su defecto, a los esquemas de procesos recomendados para las condiciones de entrada y salida del gas establecidas.

III.1.4 Tercera fase de preselección: selección de los solventes de procesos

Luego de conocer acerca de los Procesos de Endulzamiento, contar con información suficiente de los esquemas aplicables en cada caso de estudio, y con el fin de definir en su totalidad las opciones a evaluar en cuanto a solventes de procesos, se elabora una matriz de preselección cuantitativa. Dicha matriz de preselección se implementa para evaluar ambos casos de manera individual.

Para el establecimiento de las prioridades entre los criterios y comprobar la consistencia de los juicios, se utiliza el Proceso Analítico Jerárquico (*Analytic Hierarchy Process*, AHP) de Saaty (1980), empleado habitualmente por la empresa Tecnoconsult S.A., para establecer la importancia relativa de cada criterio de selección en informes técnicos relacionados con “selección de tecnologías”.

Las valoraciones en las calificaciones (Calif.) de la matriz de preselección cuantitativa, son mostradas en la Tabla Nro. 10 a continuación, las mismas han sido sugeridas de forma análoga por la experticia de la empresa Tecnoconsult S.A.

Tabla Nro. 10 Valoraciones en las calificaciones (Calif.) de la matriz de preselección.

Calificación	Valoración
5	Cumple eficientemente
4	Cumple bien
3	Cumple
2	Cumple deficientemente
1	No cumple

Las calificaciones en la matriz de preselección se dan en un rango del 1 al 5 de acuerdo a la Tabla Nro. 10, teniendo como más eficiente la opción con mayor puntuación.

El procedimiento para evaluar cada caso con la matriz de preselección se detalla a continuación.

III.1.4.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I

En cuanto a los criterios, después de analizar varias posibilidades y previa consulta con los expertos, se ha considerado que los más relevantes en la preselección de los solventes de procesos según los requerimientos del proyecto son los siguientes:

(a) Capacidad de remover simultáneamente el sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono

Por lo general, todos los solventes, ya sean físicos o aminas, tienen preferencia por la remoción de uno de los componentes del gas ácido en particular. Algunos como la DGA prefieren el CO₂, mientras que otros como la MDEA prefieren el H₂S. La DEA remueve simultáneamente ambos componentes ácidos sin preferencia alguna. Las calificaciones para evaluar la capacidad de remover simultáneamente el H₂S y el CO₂ se muestran en la Tabla Nro. 11 a continuación.

Tabla Nro. 11 Calificaciones para evaluar la capacidad de remover simultáneamente el sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.

Calificación	Característica asociada
5	Remueve sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono simultáneamente, sin preferencia alguna por uno de los componentes ácidos.
3	Tiene la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ .
1	Tiene la preferencia de reaccionar con el CO ₂ antes que con el H ₂ S.

(b) Corrosividad

Algunos solventes son mucho más corrosivos que otros, las aminas por lo general tienden a ser corrosivas, mientras que los solventes físicos no. Los rangos de corrosividad en milímetros por año (MPY) presentados en la Tabla Nro. 12, han sido establecidos de acuerdo a los valores típicos de corrosividad de las aminas, MEA, DEA, DGA y MDEA tabulados en la Tabla Nro. 4.

Tabla Nro. 12 Calificaciones para evaluar la corrosividad de los solventes.

Calificación	Característica asociada
5	Baja corrosividad o no corrosivo (Corrosividad ≤ 3 MPY*).
3	Ligeramente corrosivo ($3 < \text{Corrosividad} < 13$ MPY*).
1	Corrosivo (Corrosividad ≥ 13 MPY*).

*: MPY unidad de medida de la pérdida de peso del metal o cualquier aleación en contacto con el solvente (*Amines & Plasticizers Limited*, 1991).

(c) Referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química

Algunos solventes, cuentan con una amplia gama de referencias a nivel industrial en el tratamiento de gas de síntesis orientado a la manufactura de productos petroquímicos, lo cual los transforma en una alternativa altamente competitiva debido a su experiencia comercial (ver Apéndice B).

Tabla Nro. 13 Calificaciones para evaluar las referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.

Calificación	Característica asociada
5	(**) Amplia gama de referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.
1	(**) Escasa gama de referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.

(**): Ver Apéndice B, *FSA Pacific, Inc.* (2002).

(d) Presión de vapor del solvente

La elevada presión de vapor del solvente se relaciona directamente con las pérdidas del mismo durante el proceso de remoción de los componentes ácidos del gas. Los rangos de presión de vapor presentados en las Tablas Nro. 14 y 15, han sido establecidos de acuerdo a los valores de presión de vapor de las aminas y solventes físicos reportados en las Tablas Nro. 4 y 5 respectivamente.

Tabla Nro. 14 Calificaciones para evaluar la presión de vapor de las aminas.

Calificación	Característica asociada
5	Baja presión de vapor (Presión de Vapor < 0,160 mmHg a 38°C).
3	Presión de vapor intermedia ($0,160 \leq$ Presión de Vapor $\leq 1,05$ mmHg a 38°C).
1	Alta presión de vapor (Presión de Vapor > 1,05 mmHg a 38°C).

Tabla Nro. 15 Calificaciones para evaluar la presión de vapor de los solventes físicos.

Calificación	Característica asociada
5	Baja presión de vapor (Presión de Vapor < 0,40 mmHg a 25°C).
3	Presión de vapor intermedia ($0,40 \leq$ Presión de Vapor < 100 mmHg a 25°C).
1	Alta presión de vapor (Presión de Vapor ≥ 100 mmHg a 25°C).

Una vez definidos los criterios de preselección, el objetivo es construir un vector de prioridades o pesos que evalúa la importancia relativa que la unidad decisora otorga a cada criterio. Para ello se utiliza el método AHP de Saaty.

En la matriz de preselección, se le coloca a cada criterio la calificación (Calif.) que mejor se ajusta a cada opción, según los criterios de evaluación previamente establecidos. Cada calificación (Calif.) debe ser multiplicada por la correspondiente ponderación del criterio (peso). La sumatoria de los valores ponderados (obtenidos de la multiplicación del peso de cada criterio por la calificación otorgada) ubicados en la columna “Total” corresponde a la puntuación de la evaluación del esquema “Total P.”. Luego de calificada cada opción, se consideran técnicamente aplicables aquellas mejor valoradas. Un ejemplo de la matriz de selección preliminar utilizada para efectos de la preselección, se presenta en la Tabla Nro. 16 a continuación.

Tabla Nro. 16 Ejemplo de la matriz de preselección utilizada para efectos de la selección preliminar.

Esquema		Proceso (Nota 1)							
		Solvente _A (Nota 2)				...		Solvente _n	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total
C ₁									
⋮									
C _i									
C _j									
Total P.									

Nota 1: Podría corresponder a Procesos con Aminas, Procesos con Solventes Físicos o Procesos con Solventes Mixtos.

Nota 2: El solvente depende de la naturaleza del proceso (por ejemplo, DEA para Procesos con Aminas, Selexol™ en el caso de Procesos con Solventes Físicos).

III.1.4.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II

Los criterios a evaluar en la matriz de preselección de este caso, son los siguientes; capacidad de remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono, corrosividad, referencias industriales en plantas de gasificación

orientadas hacia la síntesis química y presión de vapor del solvente. Los tres últimos, se definen y califican de la misma manera que en el caso de estudio anterior. Mientras que el primero se describe a continuación:

(a) Capacidad de remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono

Algunos esquemas remueven en primer lugar el sulfuro de hidrógeno (H_2S) en su totalidad en una sección del proceso, y posteriormente logran recuperar una fracción importante del dióxido de carbono (CO_2) en otra. Las calificaciones para evaluar la capacidad de remover selectivamente el H_2S y recuperar parte del CO_2 se muestran en la Tabla Nro. 17 a continuación.

Tabla Nro. 17 Calificaciones para evaluar la capacidad de remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono.

Calificación	Característica asociada
5	Remueve selectivamente el sulfuro de hidrógeno y puede ser utilizado para la recuperación del dióxido de carbono.
4	Tiene la preferencia de reaccionar con el H_2S antes que con el CO_2 .
3	Tiene la preferencia de reaccionar con el CO_2 antes que con el H_2S .
1	Remueve sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono simultáneamente, sin preferencia alguna por uno de los componentes ácidos.

La metodología utilizada para establecer la ponderación de cada criterio y construir la matriz de preselección, es análoga a la descrita en el caso de estudio anterior: Tratamiento de Gas I.

III.2 ELABORACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS

Con el fin de elaborar los balances de masa y energía de los esquemas preseleccionados para evaluar cada caso de estudio (Tratamiento de Gas I y II), se realizan simulaciones empleando la herramienta comercial Aspen HYSYS® V8.4, usado en la industria del petróleo y gas. Las simulaciones ejecutadas, de cada uno de los correspondientes esquemas preseleccionados son en estado estacionario.

Para llevar a cabo la simulación estacionaria de los procesos preseleccionados, se utilizan esquemas modelos y referencias típicas de plantas de tratamiento.

III.2.1 Datos de entrada

El gas a tratar se encuentra disponible a las condiciones operativas mostradas en la Tabla Nro. 18, ambos casos de estudio presentan la composición de un gas típico proveniente de gasificación.

Tabla Nro. 18 Datos de entrada correspondientes a cada caso de estudio.

	Caso de estudio:	
	Tratamiento de Gas I	Tratamiento de Gas II
Flujo de gas (Nm ³ /h)	518096	1496479
Temperatura (°C)	240	50
Presión (bar)	27	26
Composición molar del gas (%)		
H ₂	32,1	53,8
H ₂ O	6,00	1,90
CH ₄	0,00	0,00
CO	44,6	0,90
CO ₂	16,0	42,4
H ₂ S	1,30	0,90

III.2.2 Esquemas preseleccionados: información del paquete de fluidos y detalles del proceso

III.2.2.1 Información del paquete de fluidos

- En este caso, los componentes corresponden a los suministrados por la base de datos del complejo de gasificación (ver Tabla Nro. 18) y los de cada esquema de tratamiento preseleccionado (entre ellos; el solvente, N₂ para el despojamiento, fluido de enfriamiento o refrigerante, etc.).
- Los métodos termodinámicos, se establecen según los normalmente utilizados y recomendados por Aspen HYSYS® en el modelado de procesos de

endulzamiento (por ejemplo; el “Paquete de Aminas”, es ideal para simular plantas de procesamiento de gas de este tipo).

III.2.2.2 Detalles del proceso

- Las condiciones operativas de cada uno de los esquemas se establecen de acuerdo a la literatura, y los esquemas modelos considerados, facilitados en su mayor parte por la empresa Tecnoconsult S.A.
- Los modelos de simulación utilizados para la elaboración de los balances de masa y energía de los esquemas preseleccionados se validan con el fin de garantizar la consistencia de los resultados, así como el grado de semejanza entre las simulaciones y la realidad.

III.3 DISEÑO DE LOS CORRESPONDIENTES DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS

Con el fin de describir los correspondientes esquemas preseleccionados, se diseña el inherente Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) de cada uno. Para su elaboración se considera el Manual de Ingeniería de Diseño (Volumen 15) de PDVSA Nro. L-TP 1.1 y L-TP 1.2. Cada uno de los diagramas fue construido y consecuentemente alimentado por las simulaciones ejecutadas utilizando Aspen HYSYS® V8.4. La herramienta utilizada para el diagramado fue Microsoft Visio 2013®.

Las secciones de regeneración de solvente, que incluyen columna regeneradora, rehervidor, condensador, separador y bomba de condensado, son consideradas como un paquete por el simulador de procesos; por lo que no se desarrolla el cálculo de los distintos equipos que la conforman. En el balance de masa y energía se especifica la entalpia molar como propiedad termodinámica. En los distintos diagramas se identifican únicamente las estrategias de control básicas. Las notas especifican la cantidad de trenes de distribución requeridos para tratar cada caso de estudio y el número de trenes para los cuales se realiza el cálculo del balance de masa y energía.

III.4 ESTIMACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE CONSUMO DE INSUMOS Y SERVICIOS INDUSTRIALES (SI) DE LOS ESQUEMAS

Los sistemas auxiliares en una planta industrial son esenciales para el desarrollo de las actividades operacionales. Los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales (SI) de los correspondientes esquemas preseleccionados (como, refrigerante, agua de enfriamiento, vapor, electricidad) se estiman a partir de las simulaciones estacionarias ejecutadas utilizando el simulador comercial Aspen HYSYS® V8.4, así como también a través de la revisión de documentos confidenciales relacionados con el diseño de los esquemas de procesamiento de gases disponibles en el mercado. El flujo de aire comprimido, requerido por cada válvula de control identificada en los correspondientes Diagramas de Flujo de Proceso (sistema de aire para instrumento) se estima utilizando un manual de carácter confidencial de la empresa Tecnoconsult S.A.

III.5 ELABORACIÓN DEL ESTIMADO DE COSTOS DE LOS ESQUEMAS CONSIDERADOS

El estimado de costos de los correspondientes procesos preseleccionados se calcula por ajuste de costos de plantas de referencia, de acuerdo a la Ecuación 7, la cual se presenta a continuación.

$$P_i = \left(\frac{Cap_i}{Cap_{ref}} \right)^{\gamma} \cdot P_{ref} \quad \text{(Ecuación 7)}$$

La P_i representa el precio estimado de la planta, P_{ref} representa el precio de referencia, Cap_i representa la capacidad de la planta i , Cap_{ref} representa la capacidad de la planta de referencia y γ corresponde al exponente o factor de escalamiento.

Los costos referenciales de las plantas fueron extraídos de una evaluación técnico-económica de proyectos de licuefacción de carbón indirecta de China con diferentes alternativas de captura de dióxido de carbono (Zhou, W. y otros, 2011). El factor o exponente de escalamiento que se considera es de 0,75; por recomendación del Departamento de Estimación de Costos de la empresa Tecnoconsult S.A.

El costo de cada uno de los esquemas se estima utilizando un precio referencial del año 2011, por lo que se deben ajustar utilizando los indicadores económicos CEPCI. El ajuste se realiza de acuerdo a la Ecuación 8, presentada a continuación.

$$\text{Costo}_{2015} = \frac{\text{CEPCI}_{2015}}{\text{CEPCI}_{2011}} \cdot \text{Costo}_{2011} \quad (\text{Ecuación 8})$$

El Costo_{2015} representa el estimado de costos de la planta para el año 2015, El Costo_{2011} representa el estimado de costos de la planta para el año 2011, El CEPCI_{2015} corresponde al indicador económico *Chemical Engineering Plant Cost Index* del año 2015, El CEPCI_{2011} corresponde al indicador económico *Chemical Engineering Plant Cost Index* del año 2011. Los indicadores económicos CEPCI 2011 y 2015 utilizados en la Ecuación 8, son mostrados en la Tabla Nro. 19. Los mismos han sido extraídos de la comunidad de Ingeniería Química *Cheresources* (2015).

Tabla Nro. 19 Indicadores económicos CEPCI 2011 y 2015 utilizados (*Cheresources*, 2015).

Año	Indicador económico (CEPCI)
2011	585,7
2015	573,4

III.6 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CONSIDERADOS A PARTIR DE UNA MATRIZ DE SELECCIÓN DEL MEJOR ESQUEMA

Luego de conocer en detalle los esquemas preseleccionados (que aplican a nivel técnico), y con el objetivo de seleccionar el mejor para cada caso de estudio (TGI y TGII), se elabora una matriz de comparación final en la cual se establecen criterios vitales, los mismos se describen brevemente a continuación. Los aspectos considerados son los siguientes; el estimado de costos de la unidad de tratamiento, el tipo de dominio del esquema (bien sea público o patentado), la complejidad operacional del proceso de tratamiento, las pérdidas de solvente, capacidad de tratamiento de la instalación, especificación del gas de síntesis tratado, y los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales.

Las valoraciones en las calificaciones (Calif.) de la matriz de selección del mejor esquema son mostradas en la Tabla Nro. 10.

III.6.1 Variables a evaluar en la matriz de selección final

Las variables a evaluar en la matriz de selección del mejor esquema (en cada caso de estudio), se analizan y soportan con los resultados obtenidos en los cálculos del balance de masa y energía, el diseño de los Diagramas de Flujo de Proceso de los esquemas preseleccionados, la estimación de los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales, y con la estimación del costo de inversión capital de las unidades de tratamiento seleccionadas preliminarmente. Debido a esto, las calificaciones de los criterios, se presentan en la sección de resultados y discusión de los mismos.

III.6.1.1 Estimado de costos de la unidad de tratamiento

Se refiere al costo de inversión capital requerido para adquirir la unidad de tratamiento. Por lo general los esquemas de procesos con aminas son menos costosos que los que utilizan solventes físicos.

III.6.1.2 Tipo de dominio del esquema de tratamiento

Se refiere a la facilidad de acceder a la información vinculada con la ingeniería del proceso; detalles, condiciones operativas. Existen grandes compañías que patentan muchos esquemas de tratamiento, por ejemplo el Proceso Rectisol® esta patentado por *Linde AG*, mientras que los esquemas de tratamiento con aminas son de dominio público.

III.6.1.3 Complejidad operacional del proceso

Se refiere al nivel de complejidad del esquema a evaluar, desde el punto de vista del control de variables y la cantidad de equipos. Por lo general los procesos que utilizan solventes físicos, como el Proceso Rectisol® requieren de un mayor número de equipos.

III.6.1.4 Pérdidas de solvente

Se refiere a la magnitud de las pérdidas de solvente del esquema de proceso. La pérdida de solvente es un factor no deseado, ya que la reposición del mismo está directamente asociada a un costo operacional. La presión de vapor del metanol es muy elevada si se compara con la de las aminas DEA y MDEA. A 25°C la presión de vapor del MeOH se encuentra alrededor de 125 mmHg, mientras que a 38°C la de las aminas DEA y MDEA alrededor de 0,058 y 0,0061 mmHg respectivamente.

III.6.1.5 Capacidad de tratamiento de la instalación

Se refiere a las dimensiones de las plantas de tratamiento, las cuales están directamente relacionadas con la magnitud del flujo de solvente recirculado, el flujo de solvente recirculado para el caso de plantas de aminas es mayor que el requerido por el Proceso Rectisol®, lo que implica que se requiera de un mayor número de trenes de distribución para tratar la carga.

III.6.1.6 Especificación del gas de síntesis tratado

Se refiere a las especificaciones del gas tratado, las cuales varían de acuerdo al esquema de tratamiento. Los esquemas de tratamiento que utilizan solventes físicos suelen ser mucho más eficientes que los basados en aminas. De acuerdo al *National Energy Technology Laboratory* (2015) para aplicaciones relacionadas con la síntesis química se requiere gas de síntesis con menos de 1 ppmv de sulfuro de hidrógeno.

III.6.1.7 Consumo de insumos y servicios industriales

Se refiere al consumo en lo relativo a insumos y servicios, lo cual puede representar un impacto importante sobre los costos operativos, por lo que debe ser un criterio a considerar al momento de evaluar cada esquema de proceso.

III.6.2 Aplicación de la matriz de selección del mejor esquema

De forma análoga que para la preselección de los esquemas de procesos, una vez definidos los criterios de evaluación, el objetivo es construir un vector de prioridades

o pesos que evalúa la importancia relativa que la unidad decisora otorga a cada criterio. Para ello se utiliza el método AHP de Saaty.

En la matriz de evaluación final, se le coloca a cada criterio la calificación (Calif.) que mejor se ajusta a cada opción, según los criterios de evaluación previamente establecidos. Cada calificación (Calif.) debe ser multiplicada por la correspondiente ponderación del criterio (peso). La sumatoria de los valores ponderados (obtenidos de la multiplicación del peso de cada criterio por la calificación otorgada) ubicados en la columna “Total” corresponde a la puntuación de la evaluación del esquema “Total M.”. Luego, se elige aquella opción mejor calificada. Un ejemplo genérico de la matriz definitiva utilizada para efectos de la selección del mejor esquema de proceso, se presenta en la Tabla Nro. 20 a continuación.

Tabla Nro. 20 Ejemplo de la matriz de selección final utilizada para efectos de la selección del mejor esquema.

Esquema de Proceso		Opción A		Opción B	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total
C_1					
$\vdots$					
C_i					
C_j					
$\vdots$					
C_7					
Total M.					

III.7 ELABORACIÓN DE UN DIAGRAMA DE DISTRIBUCIÓN Y UBICACIÓN DE EQUIPOS DEL PROCESO SELECCIONADO PARA PROCESAR CADA CORRIENTE DE GAS REFERIDA

Los Diagramas de Distribución y Ubicación de Equipos, se consideran como una primera aproximación de lo que serán las plantas de Tratamiento de Gas I y II en la realidad. Para su diseño se utiliza la herramienta computacional AutoCAD® y

diagramas de referencia suministrados por la Empresa Tecnoconsult S.A., además, se toman en cuenta los siguientes aspectos:

- Los Diagramas de Distribución de Equipos no cuentan con una ingeniería de detalle, ya que los mismos representan una visión y estructuración muy general de cada una de las “Unidades de Tratamiento de Gas” dentro del Complejo de Gasificación al cual estarán acopladas.
- Para la elaboración de los Diagramas de Distribución y Ubicación de Equipos, se considera la Capacidad de Tratamiento de las plantas, por lo que cada uno de los planos hace referencia al número de trenes requeridos para procesar la carga.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

IV.1 SELECCIÓN PRELIMINAR A PARTIR DE PROCESOS PARA REMOVER EL GAS ÁCIDO DE UNA CORRIENTE DE GAS PROCEDENTE DE UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE COQUE

IV.1.1 Primera fase de preselección: descarte de esquemas de procesos no aptos para tratar las corrientes referidas

A partir de la Tabla Nro. 3, la cual permitió realizar un recorrido a través de las principales características de los Procesos de Endulzamiento o de RGA, resultó evidente el descarte de algunos esquemas de procesos, que además de carecer de referencias en gasificación, no son aptos para tratar las corrientes referidas:

- No se consideran los Procesos con Membranas para tratar los Casos de Estudio, debido a que las mismas no resultan eficientes para remociones porcentuales elevadas de CO_2 (por ejemplo, una remoción del 85%: desde 14% molar a 2% molar de CO_2), que generalmente están asociadas a alcanzar especificaciones restrictivas (contenido de $\text{CO}_2 < 2\%$ molar). Mientras que si se tornan competitivas para remociones porcentuales bajas de CO_2 , aun cuando estén asociadas a especificaciones restrictivas (por ejemplo, una remoción del 9%: desde 1,1% molar a 1,0% molar). Las remociones requeridas en las corrientes de gas referidas (hacia TGI y TGII) deben ser mayores al 85%. Además, los Procesos con Membranas ofrecen un Porcentaje de Recuperación del Gas Alimentado de alrededor de 50 – 60%, lo cual convierte a este Proceso de Endulzamiento en un esquema ineficiente para los propósitos del Complejo de Gasificación, si se compara con los Procesos con Aminas, Solventes Físicos y Mixtos que ofrecen un porcentaje de recuperación mayor al 80%.
- No se consideran los Procesos con Carbonato de Potasio, debido a que los mismos son convenientes para la remoción masiva de CO_2 a partir de un gas de alimentación libre de H_2S . Una realidad ineludible, es que las corrientes de gas

referidas presentan considerables contenidos de H_2S (alrededor de 1,3% y 1,0% para la corriente alimentada al TGI y TGII respectivamente) los cuales deben ser reducidos hasta menos de 1 ppm en volumen debido a que dicho componente ácido es letal para los catalizadores utilizados en los reactores de síntesis de metanol y amoníaco.

- No se consideran los Procesos de Adsorción Física, debido a que solo resultan eficientes para contenidos de gas ácido en la alimentación menores al 2% en volumen. Tanto la corriente alimentada hacia TGI como la alimentada hacia TGII, presentan concentraciones de gas ácido muy por encima del 2% en volumen. Además, este tipo de esquema que ofrece un Porcentaje de Recuperación del Gas Alimentado de alrededor de 60 – 80%, por debajo de los Procesos con Aminas, Solventes Físicos y Mixtos, se aplica por lo general, para la purificación o eliminación de las trazas de componentes ácidos del gas.
- No se consideran los Procesos con Solventes No Regenerativos, debido a que solo resultan eficientes para contenidos de gas ácido en la alimentación, menores al 0,1% en volumen. De forma análoga que con la adsorción física, resulta con los procesos basados en solventes no regenerativos. Tanto la corriente alimentada hacia TGI, como la alimentada hacia TGII presentan concentraciones muy por encima de 0,1% en volumen de gas ácido, convirtiéndose este proceso en un esquema no aplicable.

IV.1.2 Segunda fase de preselección: selección preliminar a partir de esquemas de procesos aptos para tratar los casos de estudio

La Presión Parcial de Gas Ácido en la Alimentación de las corrientes referidas se encuentra en el orden de 4,3 bar y 11 bar para el TGI y TGII respectivamente. De acuerdo a la Figura Nro. 4, para “Presiones Parciales de Gas Ácido” en la Alimentación mayores a 3,5 bar (equivalente a 51 psi), los Procesos con Solventes Físicos y Aminas son las opciones recomendadas.

El área correspondiente a los Procesos con Solventes Físicos y Aminas, se identifica sobre la gráfica de preselección de tecnologías, en la Figura Nro. 5 a continuación.

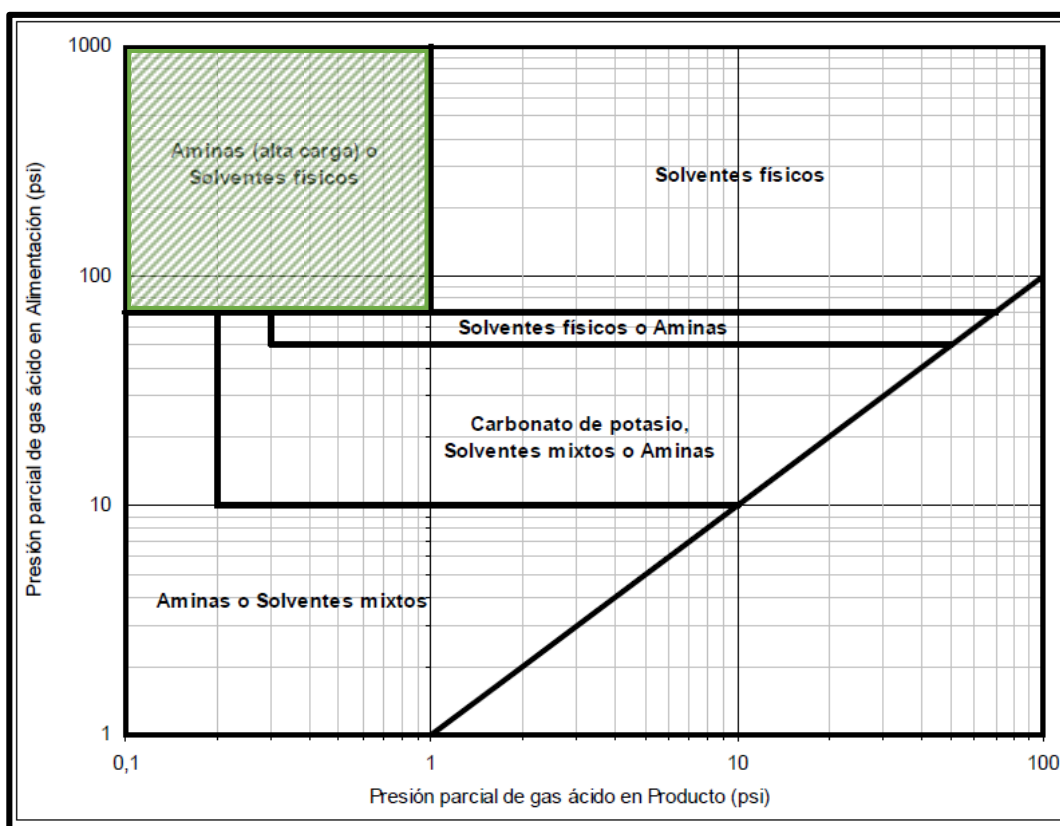


Figura Nro. 5 Área correspondiente a los Procesos con Solventes Físicos y Aminas (Bergel, 2008).

Por otra parte, algunos reportes internacionales relacionados con el Endulzamiento de Corrientes de Gas, Procesos de Remoción de Gas Ácido utilizados comercialmente en Gasificación y los últimos avances a nivel mundial en el área de Tratamiento de Gases refieren lo siguiente:

- La *FSA Pacific, Inc.* (2002) cita lo siguiente: “La base de datos de gasificación y las publicaciones actuales muestran que tanto los Procesos con Solventes Físicos como con Aminas son ampliamente utilizados en la Remoción de Gases Ácidos de corrientes de gas provenientes de Complejos de Gasificación. El Proceso Rectisol® que utiliza metanol (MeOH) como solvente físico continua siendo el proceso predominante, posicionándose como el más utilizado cuando gas de síntesis muy puro es requerido para la síntesis química de productos de alto valor en el mercado como metanol y amoníaco” (ver Apéndice B).

- El *National Energy Technology Laboratory* (2015), recomienda que para aplicaciones relacionadas con la síntesis química que requieren gas de síntesis con menos de 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno, los Procesos basados en Solventes Físicos como Rectisol® son normalmente empleados.
- Comercialmente para el Tratamiento de Gas de Síntesis, *The Linde Group* (2010) utiliza dos (2) tipos de procesos para remover el gas ácido: *Amine Wash Processes* y Rectisol®.

De acuerdo a lo precisado en esta fase, los casos de estudio serán evaluados empleando los dos tipos de procesos ampliamente demandados en la Remoción de Gases Ácidos (RGA) de corrientes de gas provenientes de Complejos de Gasificación, según la *FSA Pacific, Inc.* (2002): Solventes Físicos y Aminas.

IV.1.3 Tercera fase de preselección: selección de los solventes de procesos a evaluar

Los resultados de la preselección de los solventes de procesos, a evaluar en cada caso de estudio se presentan a continuación.

IV.1.3.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I

El puntaje ponderado de los criterios de preselección establecidos para efectos de la selección preliminar de los esquemas de procesamiento de gas, se tabula en la Tabla Nro. 21 a continuación. El cálculo asociado se describe en el Apéndice I.

Tabla Nro. 21 Puntaje ponderado de los correspondientes criterios de evaluación del TGI.

Criterio	Peso
a	0,42
b	0,08
c	0,42
d	0,08

De acuerdo a la Tabla Nro. 21, los criterios con mayor peso corresponden a la “Capacidad de Remover Simultáneamente el Sulfuro de Hidrógeno y Dióxido de Carbono” y las “Referencias Industriales en Plantas de Gasificación orientadas hacia la Síntesis Química”, con un 42% cada uno del 100% total.

La matriz de preselección técnica resultante es presentada en la Tabla Nro. 22 a continuación.

Tabla Nro. 22 Matriz de preselección aplicada al TGI.

Esquema		Procesos con Aminas							
		Aminas con MEA		Aminas con DEA		Aminas con DGA		Aminas con MDEA	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total
a	0,42	5,00	2,08	5,00	2,08	1,00	0,42	3,00	1,25
b	0,08	1,00	0,08	5,00	0,42	1,00	0,08	5,00	0,42
c	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42
d	0,08	3,00	0,25	5,00	0,42	3,00	0,25	5,00	0,42
Total P.	1,00	2,83		3,33		1,17		2,50	

Tabla Nro. 22 Matriz de preselección aplicada al TGI (Continuación).

Esquema		Procesos con Solventes Físicos							
		DEPG (Selexol™)		Metanol (Rectisol®)		NMP (Purisol®)		PC (Fluor Solvent™)	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total
a	0,42	3,00	1,25	3,00	1,25	3,00	1,25	3,00	1,25
b	0,08	5,00	0,42	5,00	0,42	5,00	0,42	5,00	0,42
c	0,42	1,00	0,42	5,00	2,08	1,00	0,42	1,00	0,42
d	0,08	5,00	0,42	1,00	0,08	3,00	0,25	5,00	0,42
Total P.	1,00	2,50		3,83		2,33		2,50	

De acuerdo a la Tabla Nro. 22, de la evaluación resultan con una puntuación (Total P.) mayor a tres con treinta (3,30) el Esquema de Procesos con Aminas utilizando DEA y el Esquema de Procesos con Solventes Físicos Rectisol®.

A pesar de la escasa gama de referencias industriales en plantas orientadas hacia la síntesis química del Esquema de Tratamiento con DEA, su baja presión de vapor de alrededor de 0,058 mmHg a 38°C, baja corrosividad y excelente capacidad de remover simultáneamente el H₂S y el CO₂, lo convierte en un potencial candidato para el TGI. Mientras que, la amplia gama de referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química y prácticamente inexistente corrosividad del Proceso Rectisol®, lo transforman en la opción preferencial.

IV.1.3.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II

La matriz de ponderación de criterios (R) resultante para este caso de estudio es equivalente a la mostrada en la Tabla Nro. 36, por lo que el puntaje ponderado de los mismos corresponde a los presentados en la Tabla Nro. 21, siendo los criterios “Capacidad de Remover Selectivamente el Sulfuro de Hidrógeno y Recuperar Parte del Dióxido de Carbono” y las “Referencias Industriales en Plantas de Gasificación orientadas hacia la Síntesis Química” los de mayor peso, con 42% cada uno del 100% total. La matriz de preselección aplicada al TGII se detalla en la Tabla Nro. 23 a continuación.

Tabla Nro. 23 Matriz de preselección aplicada al TGII.

Esquema		Procesos con Aminas							
		Aminas con MEA		Aminas con DEA		Aminas con DGA		Aminas con MDEA	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total
a	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42	3,00	1,25	5,00	2,08
b	0,08	1,00	0,08	5,00	0,42	1,00	0,08	5,00	0,42
c	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42	1,00	0,42
d	0,08	3,00	0,25	5,00	0,42	3,00	0,25	5,00	0,42
Total P.	1,00	1,17		1,67		2,00		3,33	

Tabla Nro. 23 Matriz de preselección aplicada al TGII (Continuación).

Esquema		Procesos con Solventes Físicos							
		DEPG (Selexol™)		Metanol (Rectisol®)		NMP (Purisol®)		PC (Fluor Solvent™)	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total	Calif.	Total
a	0,42	4,00	1,67	5,00	2,08	4,00	1,67	4,00	1,67
b	0,08	5,00	0,42	5,00	0,42	5,00	0,42	5,00	0,42
c	0,42	1,00	0,42	5,00	2,08	1,00	0,42	1,00	0,42
d	0,08	5,00	0,42	1,00	0,08	3,00	0,25	5,00	0,42
Total P.	1,00	2,92		4,67		2,75		2,92	

De la evaluación resultan con una puntuación (Total P.) mayor a tres con treinta (3,30) el Esquema de Procesos con Aminas utilizando MDEA y el Esquema de Procesos con Solventes Físicos Rectisol®.

La capacidad de remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno de la MDEA, baja presión de vapor de alrededor de 0,0061 mmHg a 38°C y baja corrosividad transforman dicho esquema de tratamiento con aminas en una potencial opción para el TGII. Por otra parte, la experiencia del Proceso Rectisol® tratando corrientes de gas de síntesis orientadas hacia la manufactura de productos químicos lo convierten en la opción recomendada.

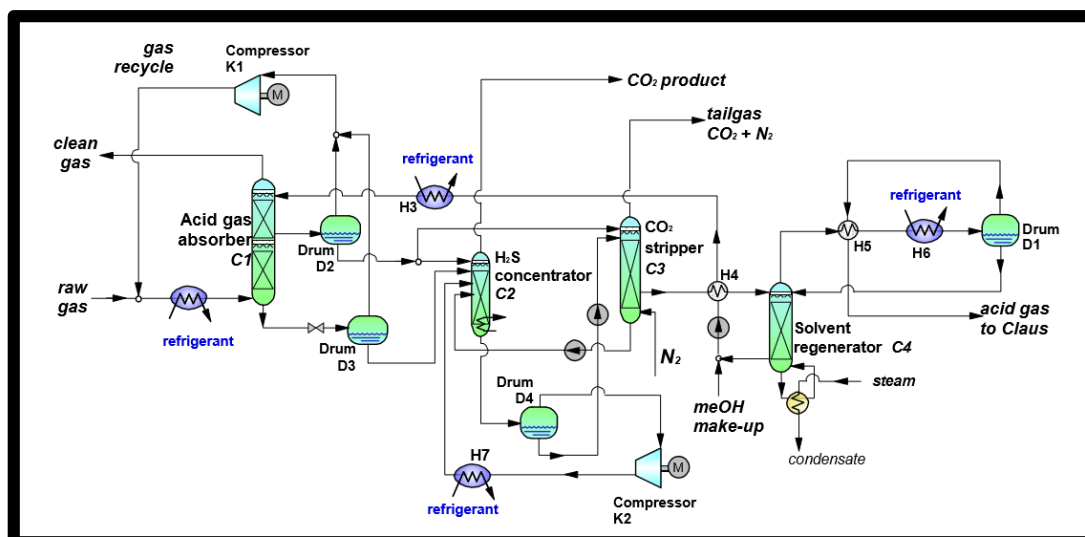
Finalmente, los esquemas de procesos que se evaluaron a lo largo del presente Trabajo Especial de Grado se tabulan en la Tabla Nro. 24 de manera organizada.

Tabla Nro. 24 Esquemas de procesos resultantes de la selección preliminar utilizando la matriz de preselección con cada caso de estudio.

Caso de estudio:	Proceso	
	Solvente físico	Solvente basado en aminas
Tratamiento de Gas I	Rectisol®	DEA utilizando un Esquema Típico.
Tratamiento de Gas II	Rectisol®	MDEA utilizando una Superestructura con dos secciones de remoción (Sección de Remoción de H ₂ S y Sección de Remoción de CO ₂).

IV.2 ELABORACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS

Para llevar a cabo la simulación estacionaria del Proceso Rectisol®, se utilizó un esquema modelo extraído de un reporte del *U.S. Department of Energy* (2006). La Figura Nro. 6, corresponde a un ejemplo de dicho esquema.



IV.2.1.1 Información del paquete de fluidos

- 56

- El método termodinámico utilizado fue el de ecuaciones de estados (EOS). El modelo termodinámico empleado fue; Soave – Redlich - Kwong (SRK), ya que según *Aspen Technology, Inc.* (2015), proporciona resultados confiables en el modelado de este tipo de esquema de proceso.

IV.2.1.2 Detalles del proceso

En lo relativo a los detalles del Proceso Rectisol® simulado, se debe destacar lo siguiente:

- Las condiciones del Proceso Rectisol®, patentado por *Linde AG*, fueron establecidas de acuerdo a las citadas por la literatura, considerándose como referencia principal el esquema modelo extraído de un reporte del *U.S. Department of Energy* (2006), el mismo, se describe brevemente a continuación:
De acuerdo a la Figura Nro. 6, el gas enfriado proveniente del proceso de gasificación entra por el fondo del absorbedor de gas ácido y es purificado con metanol (MeOH) introducido por el tope. El absorbedor consiste en dos columnas (una encima de la otra), de esta manera, parte del líquido recolectado en el fondo de la columna superior es introducido por el tope de la columna inferior, mientras el gas que sale por el tope de la columna inferior alimenta por el fondo a la columna superior. La columna inferior captura en esencia prácticamente todo el H_2S , mientras que la remoción de CO_2 es parcial debido a que su solubilidad en el MeOH es significativamente más baja que la del H_2S . El resto del CO_2 es capturado en la columna superior, donde su absorción total es favorecida por las bajas temperaturas del MeOH. Las bajas temperaturas son necesarias también para reducir la volatilidad del solvente, así como para reducir las pérdidas de solvente. Como la absorción de CO_2 en solventes polares es relativamente un proceso altamente exotérmico, el MeOH necesita ser alimentado al absorbedor a muy bajas temperaturas ($-60^{\circ}C$) con el propósito de garantizar una temperatura de operación baja en la columna. Con esta configuración, el MeOH alimentado por el tope de la columna superior es prácticamente puro, mientras que el MeOH utilizado para remover el H_2S en la columna inferior es rico en CO_2 . Durante el

proceso de absorción de CO₂ y H₂S, el MeOH puede absorber también pequeñas fracciones de componentes valiosos. Para evitar la pérdida de tales componentes, el esquema incluye dos separares tipo flash, los cuales operan a presión intermedia (7,5 bar) entre el absorbedor y la presión del regenerador de solvente, de esta manera, el gas menos soluble (CO, H₂) es retransferido a la fase gaseosa para ser comprimido y posteriormente reciclado.

- El esquema modelo considerado, fue validado con el fin de garantizar la consistencia de los resultados. En la Tabla Nro. 25, se presentan las características de las corrientes principales del esquema modelo, las cuales han sido consideradas como data referencial. La validación se realizó comparando la data disponible del esquema modelo con los resultados de la simulación de cada caso de estudio (utilizando la herramienta Aspen HYSYS® V8.4) en términos de las características de las corrientes principales.

Tabla Nro. 25 Data del esquema modelo de simulación del Proceso Rectisol®.

	Gas de síntesis bruto	MeOH regenerado a recircular	Gas de síntesis purificado	Corriente de CO ₂ producida	Gas ácido hacia Claus
	Data del modelo de simulación extraído de la U.S. Department of Energy (2006) (Presión del Absorbedor: 32 bar).				
Temperatura del MeOH (°C)		-60			
Flujo					
Nm ³ /h	91188		70338	12969	3954
t/h		230			
kmol/s	1,13	2,0	0,87	0,161	0,05
Composición molar (%)					
CO ₂	20,95		0,45	97,95	53,21
H ₂ S	1,93		7 ppm	0,18	43,6
H ₂	37,57		48,65		
CO	36,09		46,63		
Ar	1,01		1,23		
CH ₄	2,06		2,54		
N ₂	0,37		0,41		
NH ₃	0,01		0,00		
MeOH	0,00	99,995	0,00	0,0955	1,66

- El modelo considerado como referencia fue simulado utilizando el simulador Aspen HYSYS® V8.4 y está basado en una planta Rectisol®. Es importante

hacer énfasis en que dicho esquema modelo y el Proceso Rectisol disponible en el mercado comparten el mismo diseño, pero por supuesto, una gran cantidad de información relacionada con la patente de dicho proceso no está disponible en la literatura, esto implica que el diseño adoptado para cada caso de estudio (Tratamiento de Gas I y II) debería ser considerado como una primera aproximación de la planta a nivel industrial.

- Luego de validado el esquema modelo, el mismo fue utilizado para evaluar ambos casos de estudio: Tratamiento de Gas I y Tratamiento de Gas II.
- La presión de operación de las columnas absorbedoras de gas ácido fue ajustada a; la presión bajo la cual se encuentran disponibles las corrientes de gas de síntesis direccionadas hacia los bloques de tratamiento, equivalente a 27 y 26 bar para el TGI y TGII respectivamente.
- El flujo de solvente (MeOH) a recircular y el flujo de N₂ para el despojamiento, se calculó a través de las alícuotas de consumo presentadas en la Tabla Nro. 26 a continuación.

Tabla Nro. 26 Flujo de Solvente (MeOH) a Recircular y Flujo de N₂ para el despojamiento (U.S. Department of Energy, 2006).

	Unidad	Alícuota de consumo
MeOH requerido por gas de síntesis bruto alimentado.	kg de MeOH / kg de gas procesado	2,51
N ₂ para el despojamiento requerido por gas de síntesis bruto alimentado.	kg de N ₂ / kg de gas procesado	0,05

IV.2.2 Simulación del esquema: Aminas

Para llevar a cabo la simulación del TGI y TGII utilizando aminas, se emplearon referencias típicas de plantas de tratamiento con DEA y MDEA como solvente.

IV.2.3.1 Información del paquete de fluidos

- Los componentes en este caso correspondieron a los suministrados por la base de datos del complejo de gasificación (ver Tabla Nro. 18) y las plantas de aminas, DEA y MDEA para TGI y TGII respectivamente.

- El modelo termodinámico utilizado para simular el Tratamiento de Gas I y II con aminas fue el Paquete de Aminas, el cual permite simular las reacciones que se llevan a cabo en el proceso obteniendo resultados confiables.

IV.2.3.2 Detalles del proceso

En lo relativo a los detalles del proceso de las plantas de aminas simuladas, se debe destacar lo siguiente:

- Para ejecutar la simulación de la planta de aminas con DEA, se utilizó un esquema típico de tratamiento basado en una sección de absorción y una sección de regeneración. Un ejemplo del esquema de Tratamiento de Gas I con DEA utilizado es mostrado en la Figura Nro. 7, extraída del *Engineering Data Book GPSA* (1998). La presión de operación de la columna absorbidora de gas ácido se ajustó a la presión bajo la cual se encuentra disponible el gas de síntesis direccionado hacia el TGI.

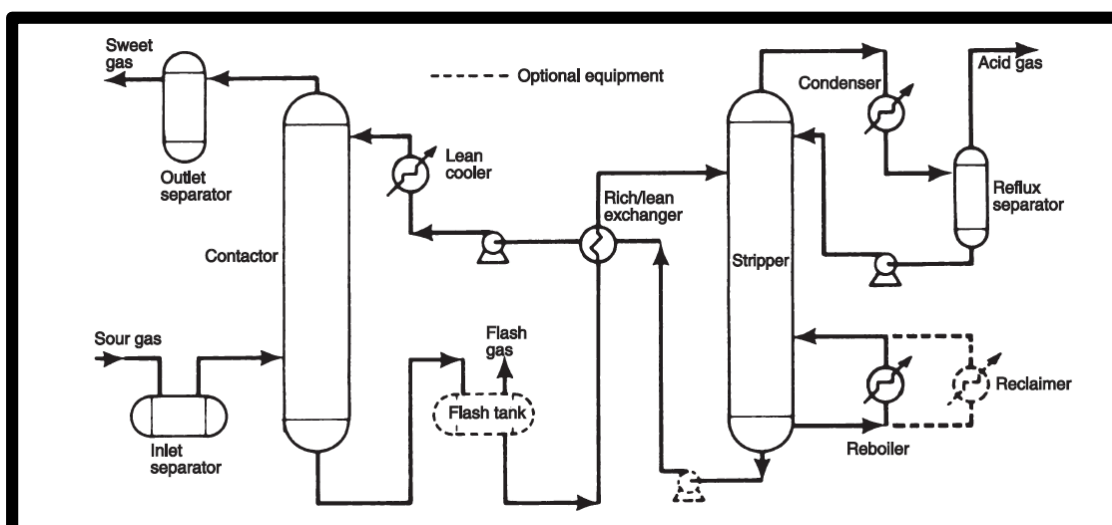


Figura Nro. 7 Ejemplo del esquema de Tratamiento de Gas I con DEA utilizado (GPSA, 1998).

- Para ejecutar la simulación de la planta de aminas con MDEA, se utilizó un esquema extraído de Adams, T. (s.f.). La Figura Nro. 8, contempla un ejemplo de la superestructura utilizada que consta de dos secciones de remoción (sección de remoción de H_2S y sección de remoción de CO_2) con el fin de lograr remover

selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono. Dicho esquema se desglosa brevemente a continuación:

De acuerdo a la Figura Nro. 8, la sección de múltiples etapas de compresión puede ser eliminada si la corriente aguas abajo no requiere alta presión (> 20 bar), o si la presión en la sección de remoción de sulfuro de hidrógeno es alta, lo cual aplica para Tratamiento de Gas II. Los absorbedores correspondientes a la sección de absorción de H_2S y sección de absorción de CO_2 , deberán operar alrededor de 26 bar, con la finalidad de entregar una corriente de gas a una presión lo suficientemente alta (25 – 26 bar) para alimentar los reactores de síntesis de amoníaco.

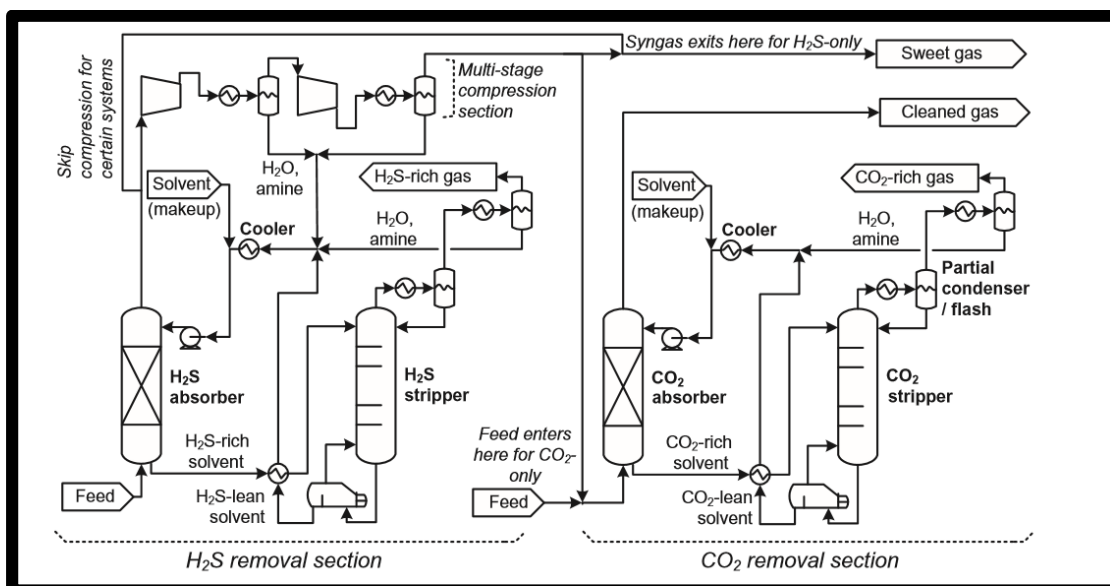


Figura Nro. 8 Ejemplo de la Superestructura con MDEA utilizada (Adams, T., s.f.).

- Las condiciones típicas de operación de cada una de las plantas de aminas, DEA y MDEA para TGI y TGII respectivamente fueron extraídas del manual de procesos “Amine Treating” Vol. 4 de Tecnoconsult (1990).
- Las soluciones de DEA y MDEA utilizadas en cada esquema de tratamiento con aminas fueron de 20 y 45% en peso respectivamente, por recomendación de los manuales de procesos utilizados como soporte.

- El cálculo del flujo de amina a recircular se realizó considerando la Tabla Nro. 27, “Directrices aproximados de los Procesos de Aminas” extraída del *Engineering Data Book*; GPSA (1998), que reporta los valores típicos de “relación de gas ácido absorbido por amina recirculada”.

Tabla Nro. 27 Directrices aproximados de los Procesos de Aminas (GPSA, 1998).

Directriz	DEA	MDEA
Gas ácido absorbido, scf/gal @ 100°F, rango normal	3,8 - 5,0	3 - 3,75
Gas ácido absorbido, mol/mol amine, rango normal	0,35 - 0,65	0,2 - 0,55
Carga de gas ácido en la solución pobre, mol/mol amine, rango normal	0,08 ±	0,005 - 0,01
Carga de gas ácido en la solución rica, mol/mol amine, rango normal	0,43 - 0,73	0,4 - 0,55
Concentración másica de la solución (% en peso de amina)	25 - 35	40 - 50
Demanda aproximada de calor en el rehervidor, Btu/gal de solución pobre	900 - 1000	800 - 1200
Temperatura del rehervidor, rango normal de operación, °F	225 - 260	230 - 260

- Los modelos de simulación del TGI y TGII con aminas fueron validados con el fin de garantizar la consistencia de los resultados, así como el grado de semejanza entre el modelo de simulación y la realidad. Para la validación, se comparó la data referencial, disponible en la literatura con los resultados de la simulación de las plantas de aminas.

IV.2.3 Resultados de la validación de los esquemas de simulación

Los resultados de la validación de cada uno de los modelos de simulación ejecutados se presentan a continuación, las tablas muestran la data referencial citada por la literatura versus los resultados de la simulación.

Los resultados mostrados en las Tablas Nro. 28, 29 y 30, forman parte del proceso de validación de los esquemas preseleccionados (simulados utilizando Aspen HYSYS®), los mismos reflejan el grado de semejanza de los modelos de simulación utilizados con la realidad.

Tabla Nro. 28 Validación del modelo de simulación de Rectisol® para TGI y TGII.

	Literatura*	Caso de estudio: TGI	Caso de estudio: TGII
Flujo de MeOH recirculado / Gas ácido hacia unidad Claus (moles de MeOH / moles de gas ácido)	35,71	31,14	35,34
Gas de síntesis en la alimentación / Nitrógeno para el despojamiento (moles de gas de síntesis / moles de nitrógeno)	23,80	23,52	24,64
Flujo de MeOH recirculado / Gas de síntesis en la alimentación (moles de MeOH / moles de gas de síntesis)	1,68	1,70	1,63
Flujo de MeOH recirculado / Gas de síntesis tratado (moles de MeOH / moles de gas de síntesis)	2,19	2,22	2,95
Temperatura del Rehervidor (°C)	69	71,34	71,34

*: Data del modelo de simulación extraído de la *U.S. Department of Energy* (2006).

Tabla Nro. 29 Validación del modelo de simulación de aminas con DEA para TGI.

	Literatura**	Caso de estudio: TGI
Gas ácido procesado / Flujo de amina recirculada (moles de gas ácido procesado / moles de amina recirculada)	0,35 – 0,65	0,30
Temperatura del Rehervidor (°C)	110 – 121	124,1
Calor requerido por el Rehervidor (Btu / gal solvente recirculado)	900 – 1000	1410,74

**.: *Approximate Guidelines for Amine Processes* (GPSA, 1998).

Tabla Nro. 30 Validación del modelo de simulación de aminas con MDEA para TGII.

	Literatura**	Caso de estudio: TGII (Sección de H ₂ S)	Caso de estudio: TGII (Sección de CO ₂)
Gas ácido procesado / Flujo de amina recirculada (moles de gas ácido procesado / moles de amina recirculada)	0,2 – 0,55	0,22	0,25
Temperatura del Rehervidor (°C)	110 – 127	123,0	124,5
Calor requerido por el Rehervidor (Btu / gal solvente recirculado)	800 – 1200	994,00	917,92

**.: *Approximate Guidelines for Amine Processes* (GPSA, 1998).

IV.2.4 Resultados de la simulación: Proceso Rectisol®

Los resultados del TGI y TGII con Rectisol® son presentados a continuación.

Tabla Nro. 31 Características de las corrientes principales del TGI con Rectisol®.

	Gas de síntesis desde gasificación	Gas de síntesis tratado	Corriente de CO ₂ separada	Gas ácido hacia Claus
Resultados del TGI con Rectisol® (Presión del Absorbedor: 27 bar).				
Flujo				
Nm ³ /h	518096	397020	33375	28205
t/día	12041	7279	1568	1256
kmol/s	6,42	4,92	0,414	0,35
Composición molar (%)				
H ₂	32,1	41,89	0,02	0,00
H ₂ O	6,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	44,6	58,1	0,73	0,00
CO ₂	16,0	0,00	99,21	76,21
N ₂	0,0	0,00	0,00	0,38
H ₂ S	1,3	0,00	0,00	21,5
MeOH	0,00	0,00	0,04	1,91

Tabla Nro. 32 Características de las corrientes principales del TGII con Rectisol®.

	Gas de síntesis desde gasificación (Reactor HTS)	Gas de síntesis tratado	Corriente de CO ₂ separada	Gas ácido hacia Claus
Resultados del TGII con Rectisol® (Presión del Absorbedor: 26 bar).				
Flujo				
Nm ³ /h	1496479	827046	368557	69363
t/día	33433	2163	17364	3148
kmol/s	18,7	10,3	4,57	0,86
Composición molar (%)				
H ₂	53,85	98,36	0,01	0,00
H ₂ O	1,90	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,90	1,64	0,00	0,00
CO ₂	42,44	0,00	99,95	83,94
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,44
H ₂ S	0,90	0,00	0,00	15,62
MeOH	0,00	0,00	0,04	0,00

IV.2.5 Resultados de la simulación: Aminas

Los resultados de la simulación de las plantas de aminas DEA y MDEA para TGI y TGI respectivamente son mostrados en las Tablas Nro. 33 y 34 a continuación.

Tabla Nro. 33 Características de las corrientes principales del TGI con DEA.

	Gas de síntesis desde gasificación	Gas ácido hacia Claus	Gas de síntesis tratado
Resultados de la simulación del TGI con DEA (Presión del Absorbedor: 27 bar).			
Flujo			
Nm³/h	518096	93133	429076
t/día	12041	3347	8755
kmol/s	6,42	1,15	5,32
Composición molar (%)			
H ₂	32,1	0,0226	38,7
H ₂ O	6,0	37,42	0,409
CH ₄	0,00	0,00	0,00
CO	44,6	0,0231	53,8
CO ₂	16,0	55,4	7,12
H ₂ S	1,3	7,15	210 ppm
DEA	0,00	0,0005	0,00

Tabla Nro. 34 Características de las corrientes principales del TGI con MDEA.

	Gas de síntesis desde gasificación (Reactor HTS)	Sección de absorción de H ₂ S		Sección de absorción de CO ₂	
		Gas ácido hacia Claus	Gas de síntesis sin H ₂ S	Corriente de CO ₂ separada	Gas de síntesis tratado
	Resultados de la simulación del TGI con MDEA (Presión del Absorbedor: 26 bar).				
Flujo					
Nm³/h	1496479	486354	1076382	266112	818269
t/día	33433	19873	14507	12244	2431
kmol/s	18,7	6,027	13,3	3,30	10,1
Composición molar (%)					
H ₂	53,9	0,08	73,9	0,1701	97,02
H ₂ O	1,902	21,3	0,20	3,73	0,198
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,901	0,00	2,11	0,00	2,77
CO ₂	42,44	75,9	23,80	96,1	0,0161
H ₂ S	0,901	2,73	0,00	0,00	0,00
MDEA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

IV.2.6 Discusión de resultados: Proceso Rectisol® vs. Aminas

IV.2.3.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I

Con respecto a la especificación del gas de síntesis tratado: de acuerdo a la Tabla Nro. 33, utilizando el esquema de tratamiento con DEA, se obtiene una corriente de gas tratado con 210 ppm de H_2S , mientras que, de acuerdo a la Tabla Nro. 31, utilizando el esquema del Proceso Rectisol® se obtiene un gas tratado libre de dicho componente ácido ($< 1\text{ppmv}$). El *National Energy Technology Laboratory* (2015), recomienda que para aplicaciones relacionadas con síntesis química se requiere de un gas de síntesis con menos de 1 ppmv de H_2S , sin embargo dicha especificación de gas a la salida no es argumento suficiente para decidir cuál es el mejor esquema entre aminas con DEA y solventes físicos con Rectisol® para el TGI. La tecnología basada en lechos sólidos adsorbentes (como por ejemplo Sulfatreat®), la cual se detalla en el Apéndice F, podría ser empleada para alcanzar la especificación restrictiva de menos de 1 ppmv de H_2S acoplando la misma a la planta de tratamiento con DEA.

Los ambientes de simulación en Aspen HYSYS® V8.4 del esquema de tratamiento con DEA y del Proceso Rectisol® para el TGI, serán mostrados en el Apéndice G.

IV.2.3.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II

En lo relativo a la especificación del gas de síntesis tratado: de acuerdo a la Tabla Nro. 32, y como era de esperarse, con el esquema del Proceso Rectisol® se logra alcanzar un gas de síntesis a la salida libre de H_2S ($< 1\text{ppmv}$). De forma análoga sucede utilizando la superestructura con MDEA, la corriente de gas tratado se encuentra libre de dicho componente ácido (ver Tabla Nro. 34).

Con respecto a la recuperación del dióxido de carbono: utilizando el esquema del Proceso Rectisol® se logra recuperar una corriente de CO_2 de alrededor de 17400 t/día al 99% de pureza, mientras que con el esquema de tratamiento utilizando MDEA se recupera una corriente de alrededor de 12200 t/día al 96% de pureza.

Los ambientes de simulación en Aspen HYSYS V8.4 del esquema de tratamiento con MDEA y del Proceso Rectisol para el TGII, serán mostrados en el Apéndice G.

IV.3 DISEÑO DE LOS CORRESPONDIENTES DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE CADA UNO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS

Los Diagramas de Flujo de Proceso fueron construidos en base a la información citada por la literatura y alimentados por las correspondientes simulaciones de los esquemas preseleccionados para evaluar cada caso de estudio. La descripción de cada uno se detalla en el Apéndice E.

IV.3.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I

El esquema de tratamiento utilizado para simular el TGI con DEA fue el de una planta típica de aminas, por lo que la sencillez del mismo es notoria al ser comparada con el esquema del Proceso Rectisol® utilizado. Si bien es cierto, el esquema del Proceso Rectisol® está estructurado en cuatro (4) bloques principales: bloque de absorción de gas ácido, bloque de concentración del sulfuro, bloque de despojamiento de CO₂ y de regeneración del solvente, mientras que el de una planta típica de aminas en dos secciones, una sección de absorción de los componentes ácidos y una sección de regeneración del solvente.

El esquema de Tratamiento de Gas I con DEA requiere de una columna absorbidora de gas ácido y una columna regeneradora de solvente, adicionalmente, de los equipos típicos que conforman este tipo de unidad, como las bombas de circulación de solvente, intercambiadores de calor para la adecuación de la temperatura del gas de alimentación y solvente, y demás separadores. Por otra parte, el esquema de Tratamiento de Gas I con el Proceso Rectisol® además de requerir una columna en cada bloque, columna absorbidora de gas ácido, columna concentradora de H₂S, columna de despojamiento de CO₂, columna regeneradora de solvente y demás equipos típicos que conforman una unidad de tratamiento, el esquema requiere de compresores para adecuar la presión de las corrientes de reciclo de gas.

El Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del esquema de tratamiento con DEA y del Proceso Rectisol® para el TGI, se detallan en el Apéndice D.

IV.3.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II

El esquema de tratamiento simulado para el TGII con MDEA constó de dos secciones de remoción, una sección de remoción de H_2S y una sección de remoción de CO_2 , cada sección con su correspondiente columna absorbadora y regeneradora de solvente. A pesar de la gran cantidad de equipos requeridos por la superestructura con MDEA utilizada para el TGII, la complejidad del Proceso Rectisol® sigue siendo notoria en este caso debido a que el esquema requiere de compresores para adecuar la presión de las corrientes de reciclo de gas (tal como se comentó con anterioridad en el caso de TGI).

El Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del esquema de tratamiento con MDEA y del Proceso Rectisol® para el TGII, serán mostrados en el Apéndice D.

IV.4 ESTIMACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE CONSUMO DE INSUMOS Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS ESQUEMAS

Lo relativo al consumo de insumos y servicios industriales (SI) de los esquemas de procesos preseleccionados, se destaca a continuación.

IV.4.1 Estimación del consumo de insumos y SI: Proceso Rectisol®

El Proceso Rectisol® típicamente opera entre -40 y $-62^{\circ}C$, por lo que un sistema de refrigeración o métodos especiales de recuperación son requeridos para prevenir las pérdidas significativas de solvente debido a la relativamente alta presión de vapor del metanol a condiciones normales. El sistema de refrigeración a muy bajas temperaturas requiere mucha energía, sin embargo, reduce considerablemente las pérdidas de solvente por disminución de la presión de vapor del metanol.

De acuerdo a la Figura Nro. 6, el Proceso Rectisol® requiere de un sistema de refrigeración que garantiza la reducción de las pérdidas de solvente, un flujo de vapor de baja presión para regenerar el metanol en la sección de regeneración, un servicio de electricidad para suplir los requerimientos de potencia demandados por las bombas y compresores, un flujo de nitrógeno para el despojamiento y un flujo constante de reposición de solvente necesario para equiparar las pérdidas del mismo.

Los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales del Tratamiento de Gas I y II utilizando Rectisol® estimados fueron los siguientes: flujo total de refrigerante requerido por el sistema de refrigeración, flujo total de vapor de baja presión requerido por el rehervidor de la columna regeneradora de solvente, consumo eléctrico total, flujo total de nitrógeno para el despojamiento, flujo de reposición total de solvente, flujo total de solvente recirculado y flujo total de aire requerido por las válvulas de control.

El flujo total de refrigerante requerido por el sistema de refrigeración se determinó a partir de la sumatoria de los flujos de refrigerante requerido por cada uno de los intercambiadores de calor. El consumo eléctrico total se determinó a partir de la sumatoria de los requerimientos de potencia demandados por cada una de las bombas y compresores. El flujo de nitrógeno para el despojamiento fue estimado a partir de la relación “N₂ para el despojamiento requerido por gas de síntesis bruto alimentado” extraída de la Tabla Nro. 26. El flujo de reposición de solvente se consideró como el resultado de la diferencia entre flujo de solvente alimentado a la absorbidora de gas ácido y el flujo de solvente regenerado proveniente de la sección de regeneración. El flujo de aire requerido se determinó a partir del número total de lazos de control señalizados en los diagramas de flujo de proceso.

IV.4.2 Estimación del consumo de insumos y SI: Aminas

De acuerdo a la Figura Nro. 7, la solución pobre o solvente regenerado que sale del regenerador por lo general está a una temperatura muy alta (alrededor de 120°C), razón por la cual no se puede introducir directamente al absorbedor, ya que pierde la capacidad de retención de los gases ácidos. Por ello, se utiliza un intercambiador de calor en el cual la solución intercambia energía con agua de enfriamiento. El condensador de la columna regeneradora y otros intercambiadores de calor utilizados para condensar el agua arrastrada por las corrientes productos del proceso (gas de síntesis tratado y corriente de dióxido de carbono producida, para el caso del Tratamiento de Gas II con MDEA) utilizan también agua de enfriamiento.

Los esquemas de tratamiento con aminas, requieren de un sistema de refrigeración con agua de enfriamiento que garantiza la reducción de las altas temperaturas de la solución regenerada (recirculada hacia la absorbidora de gas ácido), la reducción de las pérdidas de solvente y la condensación del agua arrastrada por las corrientes productos del proceso. Dichos esquemas demandan un consumo de vapor de baja presión, requerido por el rehervidor de la columna regeneradora de solvente. Un consumo de electricidad también es demandado por las bombas y un flujo de reposición de agua es continuamente alimentado con el fin de compensar las pérdidas. Los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales estimados para el Tratamiento de Gas I y II con aminas fueron los siguientes: flujo total de agua de enfriamiento, flujo total de vapor de baja presión requerido por el sistema de regeneración, consumo eléctrico total demandado por las bombas, flujo total de reposición de agua, flujo total de solvente recirculado y flujo total de aire requerido por las válvulas de control. El flujo total de agua de enfriamiento se determinó a partir de la sumatoria de los flujos requeridos por cada uno de los intercambiadores de calor, el consumo eléctrico total se determinó a partir de la sumatoria de las potencias demandada por cada una de las bombas del sistema, el flujo de aire requerido se determinó a partir del número total de lazos de control señalizados en los diagramas de flujo de proceso (de forma análoga que con el Proceso Rectisol®).

Las pérdidas de solvente fueron estimadas a partir de la gráfica mostrada en el Apéndice C, “Pérdidas por vaporización de las aminas DEA y MDEA”, y validadas mediante las corridas de las plantas de aminas con DEA y MDEA utilizando el simulador Aspen HYSYS® V8.4. La cantidad de solvente en fase vapor es gobernada por las condiciones operativas del absorbedor, la columna regeneradora y el separador flash o tanque de venteo. Estas son las tres áreas principales de pérdida de solvente en los esquemas del Tratamiento de Gas I y II con aminas.

IV.4.3 Resultados: consumo de insumos y SI del Proceso Rectisol®

Los requerimientos en lo relativo a consumo de insumos y SI del TGI y TGI usando el Proceso Rectisol®, se tabulan en las Tablas Nro. 35 y 36 a continuación.

Tabla Nro. 35 Consumo de insumos y servicios industriales del TGI con Rectisol®.

Consumo de insumos y servicios industriales		Unidad	Relación consumo o servicio por gas procesado	Unidad
Refrigerante	2270	m³/h	4,38	m³ de refrigerante / 1000 Nm³ de gas procesado
Vapor de baja presión	139033	kg/h	268	kg de vapor / 1000 de Nm³ de gas procesado
Electricidad	3113	kW	6,01	kW / 1000 Nm³ de gas procesado
Solvente de reposición	0,55	m³/h	1,06	m³ de MeOH / 10 ⁶ Nm³ de gas procesado
Solvente recirculado	1440	m³/h	2,78	m³ de solución MeOH / 1000 de Nm³ de gas procesado
Pérdidas de solvente	819	kg/h	1,58	kg de MeOH / 1000 Nm³ de gas procesado
Nitrógeno para despojamiento	27547	kg/h	53,2	kg de N ₂ / 1000 Nm³ de gas procesado
Aire	16,2	Sm³/h	31,2	Sm³ de aire / 10 ⁶ Nm³ de gas procesado

Tabla Nro. 36 Consumo de insumos y servicios industriales del TGII con Rectisol®.

Consumo de insumos y servicios industriales		Unidad	Relación consumo o servicio por gas procesado	Unidad
Refrigerante	6235	m³/h	4,17	m³ de refrigerante / 1000 Nm³ de gas procesado
Vapor de baja presión	290376	kg/h	194	kg de vapor / 1000 de Nm³ de gas procesado
Electricidad	15821	kW	10,6	kW / 1000 Nm³ de gas procesado
Solvente de reposición	0,91	m³/h	0,611	m³ de MeOH / 10 ⁶ Nm³ de gas procesado
Solvente recirculado	4025	m³/h	2,69	m³ de solución MeOH / 1000 de Nm³ de gas procesado
Pérdidas de solvente	277	kg/h	0,185	kg de MeOH / 1000 Nm³ de gas procesado
Nitrógeno para despojamiento	76608	kg/h	51,2	kg de N ₂ / 1000 Nm³ de gas procesado
Aire	32,4	Sm³/h	21,6	Sm³ de aire / 10 ⁶ Nm³ de gas procesado

IV.4.4 Resultados: consumo de insumos y SI de las Aminas

Los requerimientos de consumo de insumos y SI del TGI y TGII utilizando esquemas de tratamiento con aminas, se presentan en las Tablas Nro. 37 y 38 a continuación.

Tabla Nro. 37 Consumo de insumos y servicios industriales del TGI con DEA.

Consumo de insumos y servicios industriales		Unidad	Relación consumo o servicio por gas procesado	Unidad
Agua de enfriamiento	24047	m ³ /h	46,4	m ³ de agua / 1000 Nm ³ de gas procesado
Vapor de baja presión	298589	kg/h	576	kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado
Electricidad	1604	kW	3,097	kW / 1000 Nm ³ de gas procesado
Agua de reposición	27,5	m ³ /h	53,1	m ³ de agua / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado
Solvente recirculado	1667	m ³ /h	3,22	m ³ de solución DEA / 1000 Nm ³ de gas procesado
Pérdidas de solvente	0,026	kg/h	0,0493	kg de DEA / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado
Aire	7,20	Sm ³ /h	13,9	Sm ³ de aire / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado

Tabla Nro. 38 Consumo de insumos y servicios industriales del TGII con MDEA.

Consumo de insumos y servicios industriales		Unidad	Relación consumo o servicio por gas procesado	Unidad
Agua de enfriamiento	92827	m ³ /h	62,03	m ³ de agua / 1000 Nm ³ de gas procesado
Vapor de baja presión	2005955	kg/h	1340	kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado
Electricidad	13744	kW	9,18	kW / 1000 Nm ³ de gas procesado
Agua de reposición	179,6	m ³ /h	120	m ³ de agua / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado
Solvente recirculado	16273	m ³ /h	10,9	m ³ de solución MDEA / 1000 Nm ³ de gas procesado
Pérdidas de solvente	7,820	kg/h	5,23	kg de MDEA / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado
Aire	32,4	Sm ³ /h	21,6	Sm ³ de aire / 10 ⁶ Nm ³ de gas procesado

IV.4.5 Consumo de insumos y SI: Proceso Rectisol® vs. Aminas

Los resultados de la estimación de los requerimientos de consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas preseleccionados han sido presentados como una relación de consumo de insumo o servicio por gas de síntesis procesado. De acuerdo a las Tablas Nro. 35, 36, 37 y 38, y siguiendo la misma línea de comparación del Proceso Rectisol® con las plantas de aminas, se discute lo siguiente:

- La elevada demanda de energía eléctrica como servicio del Proceso Rectisol®, de alrededor de 3100 y 15800 kW para el TGI y TGII respectivamente, podría ser compensada por el alto consumo de vapor requerido por el rehervidor de la columna regeneradora de las plantas de aminas, de alrededor de 298.600 y 2.000.000 kg/h para el TGI y TGII respectivamente. Sin embargo, el Proceso Rectisol® requiere de un servicio de nitrógeno para despojamiento, aunado a un sistema de refrigeración que utiliza como fluido refrigerante propano a -65°C y 4 bar. Mientras que las plantas de aminas demandan agua de enfriamiento.
- La capacidad de tratamiento de las plantas de aminas (DEA y MDEA) es menor si se compara con la capacidad de tratamiento de las unidades Rectisol®. La máxima capacidad de una planta de aminas se encuentra en el orden de los 300.000 y 350.000 Nm³/h de gas, mientras que la de una planta Rectisol® en el orden de los 700.000 y 760.000 Nm³/h de gas (Linde AG, 2010), dicha diferencia se debe a las importantes tasas de circulación de solvente requeridas por los esquemas con aminas. Las dimensiones de las plantas de tratamiento de gas están directamente relacionadas con la magnitud del flujo de solvente recirculado, es por ello que se requiere un mayor número de trenes para procesar la carga si se emplean los esquemas con aminas en cada caso de estudio. Para tratar los 518.096 Nm³/h de gas en el TGI, el Proceso Rectisol® requiere de un único tren, mientras que la planta de aminas con DEA requiere de dos trenes de distribución para procesar el gas. Por otra parte, para tratar los 1.496.479 Nm³/h de gas en el TGII, el Proceso Rectisol® requiere de dos trenes de distribución, mientras que la planta de aminas con MDEA de cuatro trenes.
- Las pérdidas de solvente en las unidades Rectisol® son muy elevadas si se comparan con las pérdidas de solvente en las plantas de aminas (DEA y MDEA). Las pérdidas de MeOH en las unidades Rectisol® se encuentran en el orden de 0,185 y 1,58 kg de MeOH por cada 1.000 Nm³/h de gas procesado para el TGII y TGI respectivamente, mientras que las pérdidas de solvente en las plantas de aminas en el orden de 0,05 y 5,23 kg por cada 1.000.000 Nm³/h de gas procesado para TGI con DEA y TGII con MDEA respectivamente.

IV.5 ELABORACIÓN DEL ESTIMADO DE COSTOS DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS

Los precios referenciales de plantas utilizados para elaborar el estimado de costos de cada uno de los correspondientes esquemas seleccionados preliminarmente son mostrados en la Tabla Nro. 39 a continuación. Cada una de las plantas procesa gas de síntesis.

Tabla Nro. 39 Precios referenciales de plantas utilizados para la elaboración del estimado de costos de cada uno de los correspondientes esquemas preseleccionados (Zhou, W. y otros, 2011).

Planta	País	Tipo de Esquema de Tratamiento empleado	Capacidad (Nm ³ /h)	Estimado de costos referencial (\$)	año
No indicado	China	Proceso Rectisol®	6.262.242	371.412.228	2011
No indicado	China	Planta de aminas	6.262.242	215.495.279	2011

El estimado de costos de la unidad de tratamiento con DEA se calculó a partir del precio referencial de una planta típica de aminas mostrado en la Tabla Nro. 23, dicha planta típica comprende una sección de absorción de gases ácidos y desorción de los mismos.

El estimado de costos de la unidad de tratamiento con MDEA se calculó considerando cada sección de la superestructura como una planta típica de aminas individual por lo que dos (2) absorbedoras de gas ácido y dos (2) columnas regeneradoras son requeridas para remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono. El estimado de costos de una de las secciones de la unidad de tratamiento con MDEA fue realizado de forma análoga que el de la planta de aminas con DEA, a partir del precio referencial tabulado en la Tabla Nro. 23. El doble de dicho costo individual (de una sección de la superestructura) fue considerado como el costo total de la planta de aminas con MDEA.

El estimado de costos de las unidades Rectisol® para cada caso de estudio, se realizó empleando como referencia el precio de una planta típica del año 2011. Dicho costo referencial de la unidad Rectisol® es mostrado también en la Tabla Nro. 23.

IV.5.1 Resultados: estimado de costos de los esquemas preseleccionados

El estimado de costos de los correspondientes esquemas preseleccionados se presenta en la Tabla Nro. 40 a continuación.

Tabla Nro. 40 Estimado de costos de los distintos esquemas preseleccionados para cada caso de estudio.

	Planta de aminas con DEA	Proceso Rectisol®
Tratamiento de Gas I	\$32.544.732	\$56.091.769
	Planta de aminas con MDEA	Proceso Rectisol®
Tratamiento de Gas II	\$144.213.470	\$124.278.004

IV.5.2 Estimado de costos de los esquemas: Proceso Rectisol vs. Aminas

- El estimado de costos de la unidad Rectisol® se encuentra a un 72% por encima del costo de inversión capital de la unidad de aminas con DEA, siendo esta última la opción económicamente más atractiva para el TGI.
- El estimado de costos de la unidad de aminas con MDEA se encuentra a un 16% por encima del costo de inversión capital de la unidad Rectisol®, siendo esta última la opción económicamente más atractiva para el TGII.

IV.6 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CONSIDERADOS A PARTIR DE UNA MATRIZ DE SELECCIÓN DEL MEJOR ESQUEMA

Los esquemas de procesos preseleccionados para evaluar cada caso de estudio, fueron contrastados con el fin de seleccionar el mejor esquema tanto técnica como económicamente viable.

IV.6.1 Criterios de selección del mejor esquema: calificaciones

Las calificaciones de los criterios evaluados en la matriz de selección del mejor esquema (para cada caso de estudio), se presentan a continuación. Las mismas, han sido soportadas en términos cuantitativos por el análisis y revisión de los resultados previos obtenidos durante el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.

IV.6.1.1 Estimado de costos de la unidad de tratamiento

Tabla Nro. 41 Calificaciones para comparar el estimado de costos de cada uno de los esquemas preseleccionados para el TGI.

Calificación	Característica asociada
5	Estimado de costos < 50 millones de dólares.
1	Estimado de costos $\geq$ 50 millones de dólares.

Tabla Nro. 42 Calificaciones para comparar el estimado de costos de cada uno de los esquemas preseleccionados para el TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Estimado de costos < 140 millones de dólares.
1	Estimado de costos $\geq$ 140 millones de dólares.

IV.6.1.2 Tipo de dominio del esquema de tratamiento

Tabla Nro. 43 Calificaciones para comparar el tipo de dominio de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Dominio público.
1	Patentado.

IV.6.1.3 Complejidad operacional del proceso

Tabla Nro. 44 Calificaciones para evaluar la complejidad operacional de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Posee un número reducido de equipos y requiere control de pocas variables.
1	Posee un número elevado de equipos y requiere control de múltiples variables.

IV.6.1.4 Pérdidas de solvente

Tabla Nro. 45 Calificaciones para evaluar las pérdidas de solvente de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Pérdidas insignificantes en las zonas de absorción de gas ácido, venteo y regeneración del solvente (Pérdidas de Solvente < 100 kg / 10 ⁶ Nm ³).
1	Pérdidas apreciables en las zonas de absorción de gas ácido, venteo y regeneración del solvente (Pérdidas de Solvente $\geq$ 100 kg / 10 ⁶ Nm ³).

IV.6.1.5 Capacidad de tratamiento de la instalación

Tabla Nro. 46 Calificaciones para evaluar la capacidad de tratamiento de los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Requiere de uno (1) o dos (2) trenes de distribución.
1	Requiere más de dos (2) trenes de distribución.

IV.6.1.6 Especificación del gas de síntesis tratado

Tabla Nro. 47 Calificaciones para evaluar la especificación del gas de síntesis tratado en los esquemas preseleccionados para el TGI y TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Menos de 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno.
1	Más de 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno.

IV.6.1.7 Consumo de insumos y servicios industriales

Tabla Nro. 48 Calificaciones para evaluar el consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas preseleccionados para el TGI.

Calificación	Característica asociada
5	Requiere de agua de enfriamiento, vapor de baja presión en el sistema de regeneración (≥ 576 kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado), bajo consumo de electricidad (< 2000 kW) y no requiere de N ₂ para despojamiento.
1	Requiere de un sistema de refrigeración con refrigerante, vapor de baja presión en el sistema de regeneración (< 576 kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado), alto consumo eléctrico (≥ 2000 kW) y adicionalmente requiere de N ₂ para despojamiento.

Tabla Nro. 49 Calificaciones para evaluar el consumo de insumos y servicios industriales de los esquemas preseleccionados para el TGII.

Calificación	Característica asociada
5	Requiere de agua de enfriamiento, vapor de baja presión en el sistema de regeneración (≥ 1340 kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado), consumo de electricidad (< 14000 kW) y no requiere de N ₂ para despojamiento.
1	Requiere de un sistema de refrigeración con refrigerante, vapor de baja presión en el sistema de regeneración (< 1340 kg de vapor / 1000 Nm ³ de gas procesado), elevado consumo eléctrico (≥ 14000 kW) y adicionalmente requiere de N ₂ para despojamiento.

IV.6.2 Ponderación de los criterios de selección del mejor esquema

El puntaje ponderado de los criterios calificados en el punto anterior, se tabula en la Tabla Nro. 50 a continuación, el cálculo asociado se describe en el Apéndice I.

Tabla Nro. 50 Selección del mejor esquema: puntaje ponderado de los criterios.

Criterio	Peso
III.6.1.1	0,34
III.6.1.2	0,12
III.6.1.3	0,12
III.6.1.4	0,12
III.6.1.5	0,05
III.6.1.6	0,12
III.6.1.7	0,12
Total	1,00

IV.6.3 Aplicación de la matriz de evaluación tecno - económica

Las matrices completadas, resultantes de la selección del mejor esquema en cada caso se presentan en las Tablas Nro. 51 y 52 a continuación.

IV.6.3.1 Caso de estudio: Tratamiento de Gas I

Tabla Nro. 51 Matriz de selección del mejor esquema del TGI.

Esquema de Proceso		Rectisol®		Planta de aminas con DEA	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total
III.6.1.1	0,34	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.2	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.3	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.4	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.5	0,05	5,00	1,70	5,00	1,70
III.6.1.6	0,12	5,00	1,70	1,00	0,34
III.6.1.7	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
Total M.	1,00	5,11		10,57	

IV.6.3.2 Caso de estudio: Tratamiento de Gas II

Tabla Nro. 52 Matriz de selección del mejor esquema del TGII.

Esquema de Proceso		Rectisol®		Planta de aminas con MDEA	
Criterio	Peso	Calif.	Total	Calif.	Total
III.6.1.1	0,34	5,00	1,70	1,00	0,34
III.6.1.2	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.3	0,12	1,00	0,34	1,00	0,34
III.6.1.4	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
III.6.1.5	0,05	5,00	1,70	1,00	0,34
III.6.1.6	0,12	5,00	1,70	5,00	1,70
III.6.1.7	0,12	1,00	0,34	5,00	1,70
Total M.	1,00	6,48		7,84	

IV.6.4 Selección del mejor esquema: Proceso Rectisol® vs. Aminas

De acuerdo a los criterios evaluados en la matriz de selección, resultan como “mejor esquema” la Planta de Aminas con DEA para TGI y la Planta de Aminas con MDEA para el TGII:

- A pesar de que con el Proceso Rectisol® se alcanza la especificación de menos de 1 ppm en volumen de H₂S a la salida, exigida por el proceso de síntesis de metanol; su costo de inversión capital muy por encima (72% aproximadamente) del estimado de costos de la Unidad de Tratamiento con DEA, aunado a un importante orden de pérdidas de solvente (alrededor de 1,58 kg de MeOH por cada 1.000 Nm³/h de gas procesado) y los exóticos requerimientos en lo relativo a consumo de insumos y servicios industriales delimitados por la licencia ofrecida por el fabricante (requiriendo un sistema de refrigeración con propano), son los principales aspectos que lo convierten en la opción menos viable tanto técnica como económicamente para el TGI.
- Por otra parte, a pesar de las ventajas del Proceso Rectisol® con respecto a la Unidad de Tratamiento con MDEA en lo relativo a: experiencia en gasificación;

estimado de costos de la unidad (16% por debajo del costo de inversión capital de la planta de aminas con MDEA) y capacidad de tratamiento (requiriendo dos trenes menos que la unidad de procesamiento con MDEA). Su nivel de complejidad en relación con la cantidad de equipos y el control de variables, acompañado de un importante orden de pérdidas de solvente (alrededor de 0,185 kg de MeOH por cada 1.000 Nm³/h de gas procesado) y los exóticos requerimientos en lo relativo a consumo de insumos y servicios industriales delimitados por la licencia ofrecida por *The Linde AG* (requiriendo de un sistema de refrigeración con propano), lo transforman en la alternativa menos atractiva tanto a nivel técnico, como económico para el TGII.

IV.7 ELABORACIÓN DE UN DIAGRAMA DE DISTRIBUCIÓN Y UBICACIÓN DE EQUIPOS DEL PROCESO SELECCIONADO PARA PROCESAR CADA CORRIENTE DE GAS REFERIDA

Los Diagramas de Distribución y Ubicación de Equipos (“*Plot – Plan*” preliminar de cada bloque de Tratamiento de Gas: TGI y TGII), se muestran en el Apéndice H:

- La distribución de los equipos de la Unidad de Tratamiento para el TGI se realizó de acuerdo a las secciones que conforman una planta típica de Tratamiento de Gas con aminas: Sección de Absorción de Gas Ácido y Sección de Regeneración de Solvente.
- La distribución de los equipos de la Unidad de Tratamiento para el TGII se realizó de acuerdo a la secuencia reflejada en el Diagrama de Flujo de Proceso de la misma (ver Apéndice D), por lo que el “*Plot – Plan*” preliminar se estructura en dos (2) bloques: Bloque de Remoción de Sulfuro de Hidrógeno y Bloque de Remoción de Dióxido de Carbono. Cada uno de los bloques conformados por dos subsecciones: Sección de Absorción de Gas Ácido y Sección de Recuperación de Solvente para la Remoción Selectiva de Sulfuro de Hidrógeno y Recuperación de Dióxido de Carbono respectivamente.
- En el Diagrama de Distribución y Ubicación de Equipos del TGI con DEA, la Sección de Absorción de Gas Ácido se encuentra conformada por el separador de condensados de la alimentación V-101, la columna regeneradora C-101, bomba

- recirculadora de solvente P-101A/B, separador de solvente rico V-102 y enfriador de solvente E-104. La Sección de Regeneración de Solvente se encuentra conformada por el intercambiador de calor amina rica/pobre E-101, la columna regeneradora de solvente C-102, el rehervidor de la columna regeneradora E-103, el condensador de la columna regeneradora E-102 y el separador de tope V-103.
- En el Diagrama de Distribución y Ubicación de Equipos del TGII con MDEA, el Bloque de Remoción de Sulfuro de Hidrógeno está conformado por una Sección de Absorción de H_2S , que a su vez se encuentra integrada por el separador de condensados de la alimentación V-101, la columna regeneradora C-101, la bomba recirculadora de solvente P-101A/B, el separador de solvente rico V-102 y el enfriador de solvente E-104; y una Sección de Regeneración de Solvente integrada por el intercambiador de calor amina rica/pobre E-101, la columna regeneradora de solvente C-102, el rehervidor de la columna regeneradora E-103, el condensador de la columna regeneradora E-102 y el separador de tope V-103. El Bloque de Remoción de Dióxido de Carbono está conformado por una Sección de Absorción de CO_2 , a su vez integrada por la columna absorbedora C-201, el enfriador de tope E-201, el separador de agua V-201, la bomba recirculadora de solvente P-201A/B, el enfriador de solvente E-206 y el separador de solvente rico V-202; y una Sección de Regeneración integrada por el intercambiador de solvente amina rica/pobre E-202, la columna regeneradora C-202, el condensador de la columna E-203, el rehervidor de la regeneradora E-204, la bomba de reflujo de condensado P-202A/B, el separador de tope de la regeneradora V-203, el condensador de tope E-205 y el separador de agua V-204.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

V.1 CONCLUSIONES

- De acuerdo a la metodología desarrollada para realizar la preselección de los esquemas, se obtuvo que los técnicamente aplicables para el procesamiento de gas proveniente de unidades de gasificación son los procesos con aminas y solventes físicos.
- De la matriz de preselección de solventes de procesos se obtuvo que el proceso de tratamiento con DEA y el Proceso Rectisol® son técnicamente aplicables en el Tratamiento de Gas I orientado a la manufactura de metanol.
- De la matriz de preselección de solventes de procesos se obtuvo que el proceso de tratamiento con MDEA y el Proceso Rectisol® son técnicamente aplicables en el Tratamiento de Gas II orientado a la manufactura de amoníaco.
- Se comprueba la aplicabilidad del Proceso Rectisol® en el tratamiento de gas proveniente de unidades de gasificación de coque de petróleo.
- Se comprueba que con los esquemas de procesos preseleccionados para el Tratamiento de Gas II se logra separar un importante flujo de dióxido de carbono (12200 t/día de CO₂ empleando el tratamiento con MDEA y 17400 t/día de CO₂ empleando el Proceso Rectisol®) útil como materia prima en la manufactura de urea, así como en la recuperación mejorada de pozos de petróleo.
- El Proceso Rectisol® permite obtener una especificación de gas tratado por debajo de 1 ppm en volumen de H₂S.
- Con el Tratamiento de Gas II empleando MDEA se cumple la especificación de menos 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno requerida por el gas de síntesis destinado a la manufactura de amoníaco.
- Con el Proceso Rectisol® se pierden cantidades importantes de solvente, en el orden de 0,19 y 1,6 kg de MeOH por cada 10³ Nm³, mayores que las pérdidas contempladas en los procesos con aminas DEA y MDEA que se encuentran en el

orden de 0,05 y 5 kg de DEA y MDEA por cada 10^6 Nm³ de gas procesado respectivamente.

- La capacidad de tratamiento de las plantas de aminas (DEA y MDEA) es menor si se compara con la capacidad de tratamiento de las unidades Rectisol®, la máxima capacidad de las plantas de aminas se encuentra en el orden de 300.000 y 350.000 Nm³/h de gas, mientras que la capacidad de las plantas Rectisol® en el orden de los 700.000 y 760.000 Nm³/h.
- El procesamiento de gas con DEA, el cual es un esquema ampliamente comercial, utilizado por excelencia en la remoción simultáneamente de CO₂ y H₂S del gas natural, y de baja complejidad en lo relativo a cantidad de equipos y control de variables, es aplicable en el Tratamiento de Gas I.
- Se comprueba la aplicabilidad de la superestructura de planta de procesamiento con MDEA constituida por dos bloques de absorción (bloque de absorción de H₂S y bloque de absorción de CO₂), en la remoción selectiva de sulfuro de hidrógeno y separación de dióxido de carbono.
- La sencillez de los esquemas de procesos con aminas, bien sea empleando una configuración típica o una superestructura como la utilizada con MDEA en el TGII, es muy notoria si se compara con la complejidad del Proceso Rectisol® en lo relativo a cantidad de equipos y control de variables.
- Con el Tratamiento de Gas I empleando DEA se logra alcanzar la especificación de gas tratado de 210 ppm, lo cual es aceptable para una planta de endulzamiento de este tipo, sin embargo, se requiere evaluar la necesidad de un proceso posterior con el fin de adecuar la corriente para síntesis de metanol.
- Los tipos de servicios industriales requeridos por el Proceso Rectisol® y los procesos con aminas son diferentes, por lo que una comparación equivalente no es posible. Sin embargo los procesos con aminas demandan grandes cantidades de vapor como servicio en la sección de regeneración de solvente, mientras que el Proceso Rectisol® demanda grandes cantidades de electricidad a causa de que su configuración comprende el empleo de dos compresores para adecuar la presión de las corrientes de reciclo.

V.2 RECOMENDACIONES

- El esquema de tratamiento con MDEA constituido por dos bloques de absorción (bloque de absorción de H_2S y bloque de absorción de CO_2), es recomendable para el tratamiento selectivo de sulfuro de hidrógeno y separación del dióxido de carbono del gas proveniente de unidades de gasificación de coque y destinado a la manufactura de amoníaco.
- Se recomienda una planta de aminas con DEA en el Tratamiento de Gas I, evaluándose la utilización de una unidad de lechos sólidos adsorbentes (como por ejemplo Sulfatreat®) con el fin de reducir los niveles de sulfuro de hidrógeno a menos de 1 ppm en volumen, requeridos por los procesos de síntesis de metanol.
- Calcular las dimensiones de cada uno de los equipos que conforman los esquemas de procesos preseleccionados para evaluar los casos de estudio, con el fin de elaborar un estimado de costos riguroso de cada unidad de tratamiento.
- Solicitar a licenciantes y empresas de diseño de procesos la información propia de una ingeniería conceptual de los esquemas de procesos planteados y evaluados en este trabajo, a objeto de obtener los balances de masa y energía, reales e información preliminar de las dimensiones de los equipos de estos procesos.
- Evaluar en otra fase posterior a este estudio, el aprovechamiento de la corriente de gas residual compuesta principalmente por CO_2 y N_2 , obtenida en el bloque de despojamiento con nitrógeno (CO_2 stripper) proveniente del Proceso Rectisol®.

BIBLIOGRAFÍA

Adams, T. (s.f.). Processes and simulations for solvent-based CO₂ capture and syngas cleanup. Consultado y descargado el 11 de septiembre de 2015, en la página web de “Science Direct”: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444595669000065>

Aguilera L., Alfredo J. (2008). Estudio de oxidación parcial y gasificación con vapor de coque de petróleo. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad Simón Bolívar. Caracas.

Amines & Plasticizers Limited. (1991). Comparison of amines. Consultado el 10 de junio de 2015, en la página web de Amines & Plasticizers Limited: http://www.amines.com/mdea_comp.htm

Aspen Technology, Inc. (2015). Acid Gas Cleaning using DEPG Physical Solvents: Validation with Experimental and Plant Data. Consultado el 10 de octubre de 2015, en la página web de AspenTech: Optimizing Process Manufacturing: <http://www.aspentech.com/White-Paper-Acid-Gas-Validation-DEPG-Nov-2014.pdf>

Bergel, Marco. (2008). Tecnologías de Endulzamiento - Una mirada más amplia. Consultado el 03 de abril de 2015, en la página web de AVPG Venezuelan Gas Processors Association: <http://www.venezuelagas.net/documents/2008-ST-18-spa.pdf>

Bryan Research & Engineering, Inc. (2008). A comparison of physical solvents for acid gas removal. Consultado el 02 de mayo de 2015, en la página web de Bryan Research & Engineering, Inc.: <http://bre.com/portals/0/technicalarticles/A%20Comparison%20of%20Physical%20Solvents%20for%20Acid%20Gas%20Removal%20REVISED.pdf>

Bryan Research and Engineering, Inc. (1994). Selecting Amines for Sweetening Units. Consultado el 13 de septiembre de 2015, en la página web de Bryan Research & Engineering, Inc.: <http://bre.com/portals/0/technicalarticles/Selecting%20Amines%20for%20Sweetening%20Units.pdf>

Cartaya E., Juliana. (2013). Estudio de factibilidad para plantas termoeléctricas en torno a centros de producción de coque. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad Simón Bolívar. Caracas.

Cheresources. (2015). Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Consultado el 17 de septiembre de 2015, en la página web de CHERESOURCES: <http://www.cheresources.com/invision/topic/21446-chemical-engineering-plant-cost-index-cepci/>

Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (1998). Engineering Data Book, Hydrocarbon Treating, 11th Edition (Electronic). Tulsa, Okla, USA: Gas Processors Suppliers Association (GPSA). 21-6, 21-15 p.

Inelectra. (2008). Alternativas de generación termoeléctrica utilizando el coque de petróleo como fuente de energía. Consultado el 25 de septiembre de 2015, página web de la Revista de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Central de Venezuela: http://www.scielo.org.ve/scielo.php?pid=S0798-40652008000400008&script=sci_arttext

Medina M., María A. (2011). Análisis técnico-económico para la selección de un proceso de endulzamiento del gas natural producido por técnicas de inyección de vapor. Trabajo Especial de Grado. Inédito. La Universidad del Zulia. Maracaibo, Zulia, Venezuela.

National Energy Technology Laboratory. (2015). Syngas contaminant removal and conditioning. Consultado el 22 de junio de 2015, en la página web del U.S. Department of Energy: <http://netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/agr>

PDVSA. (2015). PDVSA busca potenciar el uso del coque venezolano en la industria nacional. Consultado el 25 de septiembre de 2015, página web de Petróleos de Venezuela, S.A.: http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/salaprensa/readnew.tpl.html&newsid_obj_id=11411&newsid_temas=1

PDVSA Intevep. (2007). Información Financiera y Operacional al 31 de diciembre de 2007. Consultado el 25 de septiembre de 2015, en la página web de Petróleos de Venezuela, S.A.: <http://www.pdvsa.com/interface.sp/database/fichero/free/3125/238.PDF>

Universidad de Oriente. Núcleo Monagas - Escuela de Ingeniería de Petróleo. (s.f.). Curso Gasotecnia Unidad I. Maturín: Dr. Fernando Pino Morales.

Resplandor N., Luis G. (2006). Selección de Procesos de Endulzamiento del Gas Natural Venezolano, Caso Yucal Placer. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad Simón Bolívar. Caracas, Distrito Capital, Venezuela.

Rojas M., José G. (2010). Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas natural proveniente de los campos San Joaquín, Guárico, El Roble del Área Mayor de Anaco. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad de Oriente. Barcelona, Anzoátegui, Venezuela.

Saaty, T. (1980). The Analytic Hierarchy Process (AHP). Consultado el 10 de octubre de 2015, en la página web de la Universidad Industrial de Santander: http://tic.uis.edu.co/ava/pluginfile.php/252727/mod_resource/content/1/M%C3%A9todo%20AHP.pdf

SFA Pacific, Inc. (2002). Process screening analysis of alternative gas treating and sulfur removal for gasification. Consultado el 07 de septiembre de 2015, en la página web del National Energy Technology Laboratory NETL: https://www.netl.doe.gov/File%20Library/Research/Coal/energy%20systems/gasification/pubs/SFA-Pacific_Process-Screening-Analysis_Dec-2002.pdf

Tecnoconsult, S.A. (1990). Amine Treating Vol. 4. Confidencial. Caracas Venezuela.

The Linde AG. (2010). Selection of Wash Systems for Sour Gas Removal. Consultado el 06 de septiembre de 2015, en la página web: <http://tu-freiberg.de/sites/default/files/media/professur-fuer-energieverfahrenstechnik-und-thermische-rueckstandsbehandlung-16460/publikationen/2010-14-1.pdf>

Treviño C., Manuel. (s.f.). Tecnología de Gasificación Integrada en Ciclo Combinado: GICC. Consultado el 02 de mayo de 2015, en la página web de ELCOGAS, S.A.: <http://www.elcogas.es/es/tecnologia-gicc>

U. S. Department of Energy Engineering. (2006). Detailed Biorefinery Design and Performance Simulation. Consultado el 20 de agosto de 2015, en la página web de PRINCETON University: <http://www.princeton.edu/pei/energy/publications/texts/Princeton-Biorefinery-Study-Final-Report-Vol.-1.pdf>

Vásquez T., Belén M. (2014). Aprovechamiento del Coque de Petróleo en la Generación de Energía y Manufactura de Productos Petroquímicos en Venezuela. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.

VenEconomía. (2009). PDVSA 2008 - 2013: Los planes de expansión de capacidad. Consultado el 25 de septiembre de 2015, página web de VenEconomía: http://www.veneconomia.com/site/files/articulos/artEsp5874_4324.pdf

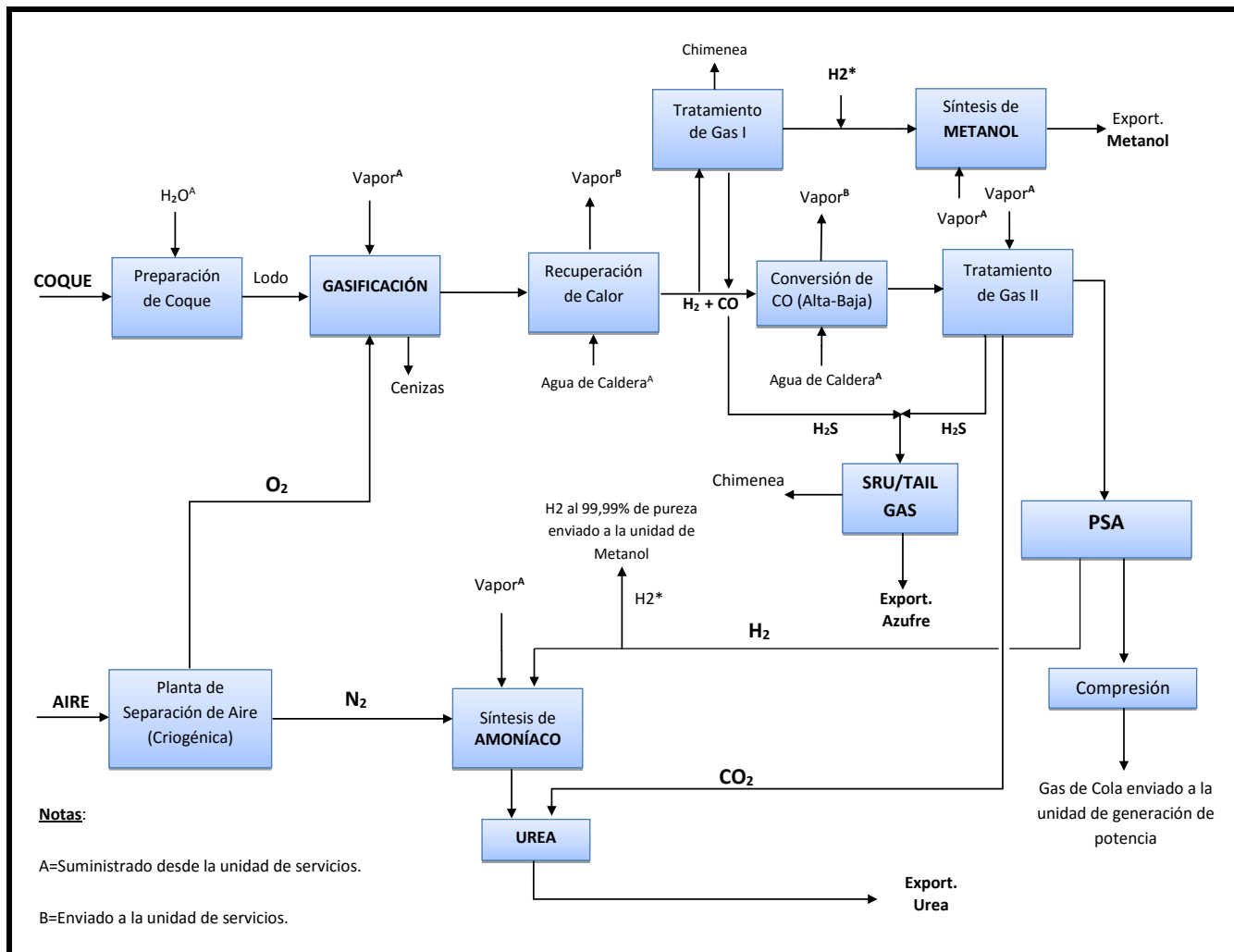
Villalba, Carola. (2006). Evaluación de Tecnologías de Endulzamiento de Gas en YPERGAS, En Base a Estimados de Costos. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad Simón Bolívar. Caracas, Distrito Capital, Venezuela.

Zhou, W. y otros. (2011). Technoeconomic assessment of China's indirect coal liquefaction projects with different CO₂ capture alternatives. Consultado y descargado el 08 de septiembre de 2015, en la página web de "Science Direct": <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544211006049>

APÉNDICES

APÉNDICE A. ESQUEMA GLOBAL DEL COMPLEJO DE PLANTAS PLANTEADO POR LA EMPRESA TECNOCONSULT S.A.

De acuerdo al Diagrama de Bloques del Complejo de Gasificación, el coque proveniente de los mejoradores de crudo es llevado al sistema de Preparación de Coque, de dicho bloque sale una mezcla con aspecto de lodo la cual es bombeada a la unidad de Gasificación en donde reacciona con vapor y oxígeno (O_2) proveniente de la Planta de Separación de Aire para producir el gas de síntesis (H_2+CO). El gas de síntesis producido se encuentra alrededor de $1200^{\circ}C$ por lo que es enviado a unidad de Recuperación de Calor en la cual se genera vapor. La corriente enfriada es bifurcada, una de las corrientes es enviada a la unidad de Tratamiento de Gas I y la otra a la unidad de Conversión de CO. La corriente remitida a la unidad de Tratamiento de Gas I es tratada de forma tal que se remueven simultáneamente los componentes ácidos del gas sintético y enviada a la unidad de Síntesis de METANOL para la manufactura del mismo. En paralelo, la corriente enviada hacia la unidad de Conversión de CO es mezclada con vapor convirtiendo prácticamente en su totalidad el monóxido de carbono en dióxido de carbono. La corriente convertida que sale de la unidad de Conversión de CO es enviada hacia la unidad de Tratamiento de Gas II para remover selectivamente el sulfuro de hidrógeno y recuperar parte del dióxido de carbono. La corriente tratada en la unidad de Tratamiento de Gas II es llevada a la unidad de purificación de hidrógeno PSA produciendo una corriente de H_2 al 99% de pureza. Dicha corriente de hidrógeno prácticamente puro es bifurcada y enviada hacia las unidades de Síntesis de METANOL y Síntesis de AMONÍACO para su posterior manufactura. El amoníaco producido es enviado por completo a la unidad de Síntesis de UREA en donde reacciona con el CO_2 recuperado en el bloque de Tratamiento de Gas II.



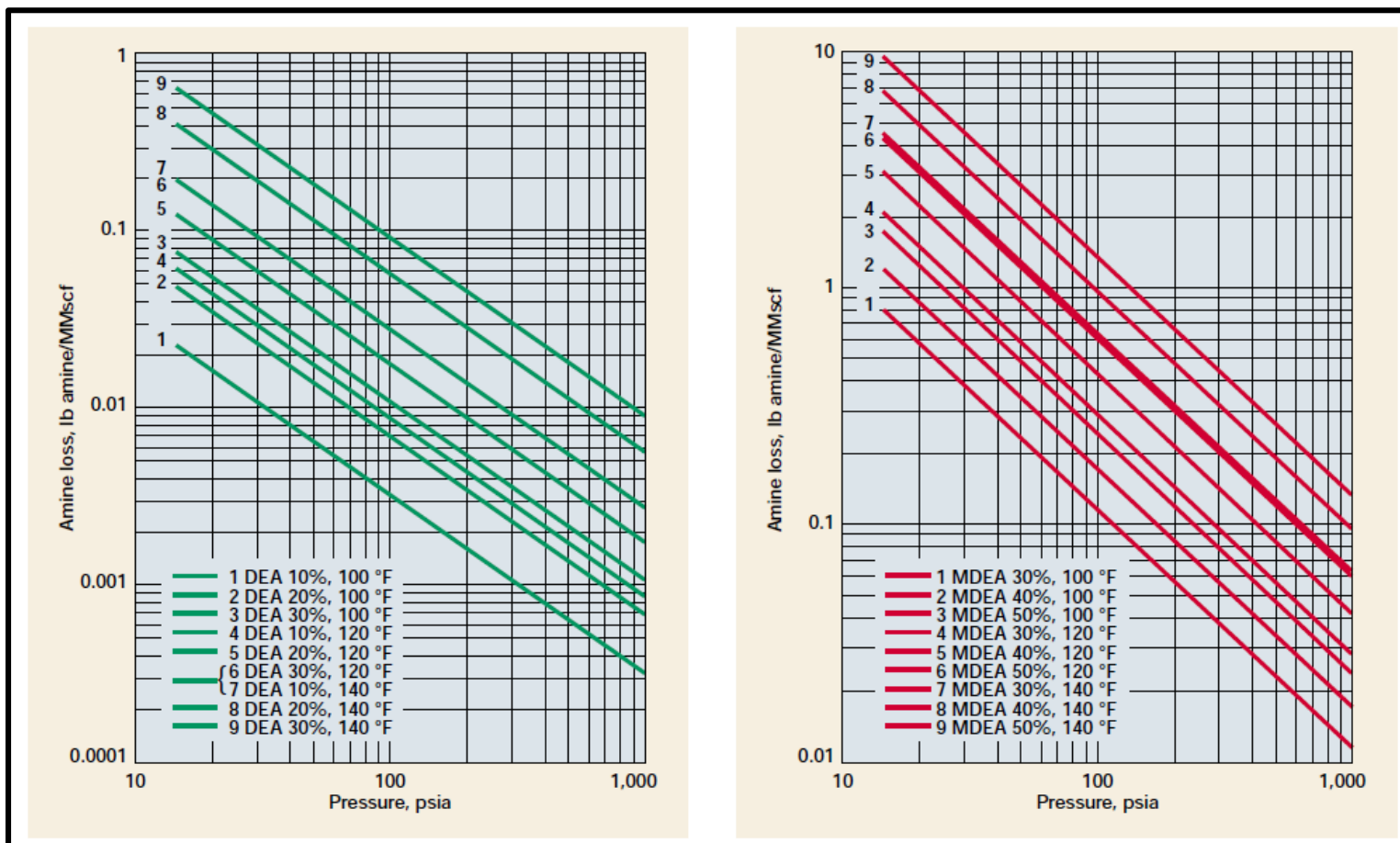
Esquema Global del Complejo de Plantas planteado por la Empresa Tecnoconsult S.A.

APÉNDICE B. PROCESOS DE REMOCIÓN DE GASES ÁCIDOS (RGA) UTILIZADOS MUNDIALMENTE EN PLANTAS DE GASIFICACIÓN.

Planta	País	Año de puesta en marcha	Alimentación	Proceso de RGA empleado	Aplicación
Lucky Goldstar Chemical Ltd.	South Korea	1969	Bunker C Oil	Sulfinol®	Ammonia
Hydro Agri Brunsbüttel	Germany	1978	Heavy Vac. Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Gujarat National Fertilizer Co.	India	1982	Refinery Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Quimigal Adubos	Portugal	1984	Vacuum Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
China Nat'l Tech. Import Co. (CNTIC)	China	1987	Anthracite	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Dalian Chemical Industrial Corp.	China	1995	Visbreaker Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Inner Mongolia Fertilizer Co.	China	1996	Vacuum Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Juijiang Petrochemical Co.	China	1996	Vacuum Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Lanzhou Chemical Industrial Co.	China	1998	Vacuum Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Henan	China	2000	Anthracite	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Ammonia
Farmland Industries, Inc.	United States	2000	Pet Coke	Selexol™ (Solvente: DEPG)	Ammonia
Eastman Chemical Co.	United States	1983	Coal	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Methanol
Mitteldeutsche Erdöl-Raffinerie GmbH	Germany	1985	Visbreaker Residue	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Methanol
Rheinbraun	Germany	1986	Brown Coal	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Methanol
Schwarze Pump	Germany	1996	Municipal Waste	Rectisol® (Solvente: Metanol)	Methanol
Unspecified owner	Germany	1997	Visbreaker Residue	Sulfinol®	Methanol

*Fuente: SFA Pacific, Inc. (2002). Process screening analysis of alternative gas treating and sulfur removal for gasification. Consultado el 07 de septiembre de 2015, en la página web del National Energy Technology Laboratory NETL:
https://www.netl.doe.gov/File%20Library/Research/Coal/energy%20systems/gasification/pubs/SFA-Pacific_Process-Screening-Analysis_Dec-2002.pdf*

APÉNDICE C. PÉRDIDAS POR VAPORIZACIÓN DE LAS AMINAS DEA Y MDEA.



Fuente: Hydrocarbon Processing®. (1994). Reduce amine plant solvent losses Parts 1 y 2. Consultado y descargado el 27 de mayo de 2015, en la página web de Hydrocarbon Processing: <http://www.hydrocarbonprocessing.com>: 3 – 11 p.

**APÉNDICE D. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE LOS
ESQUEMAS DE PROCESOS PRESELECCIONADOS.**

Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas I con DEA.

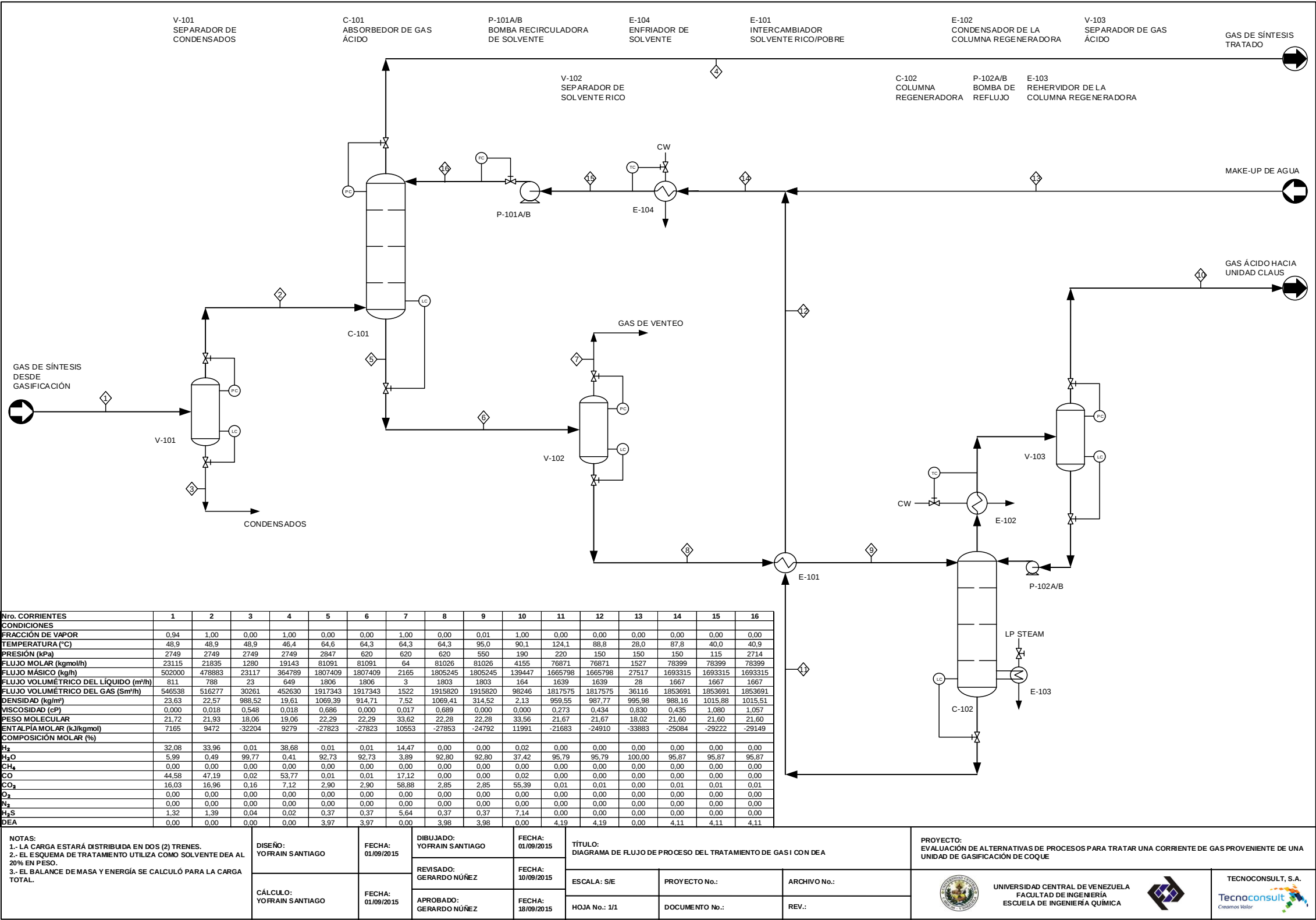
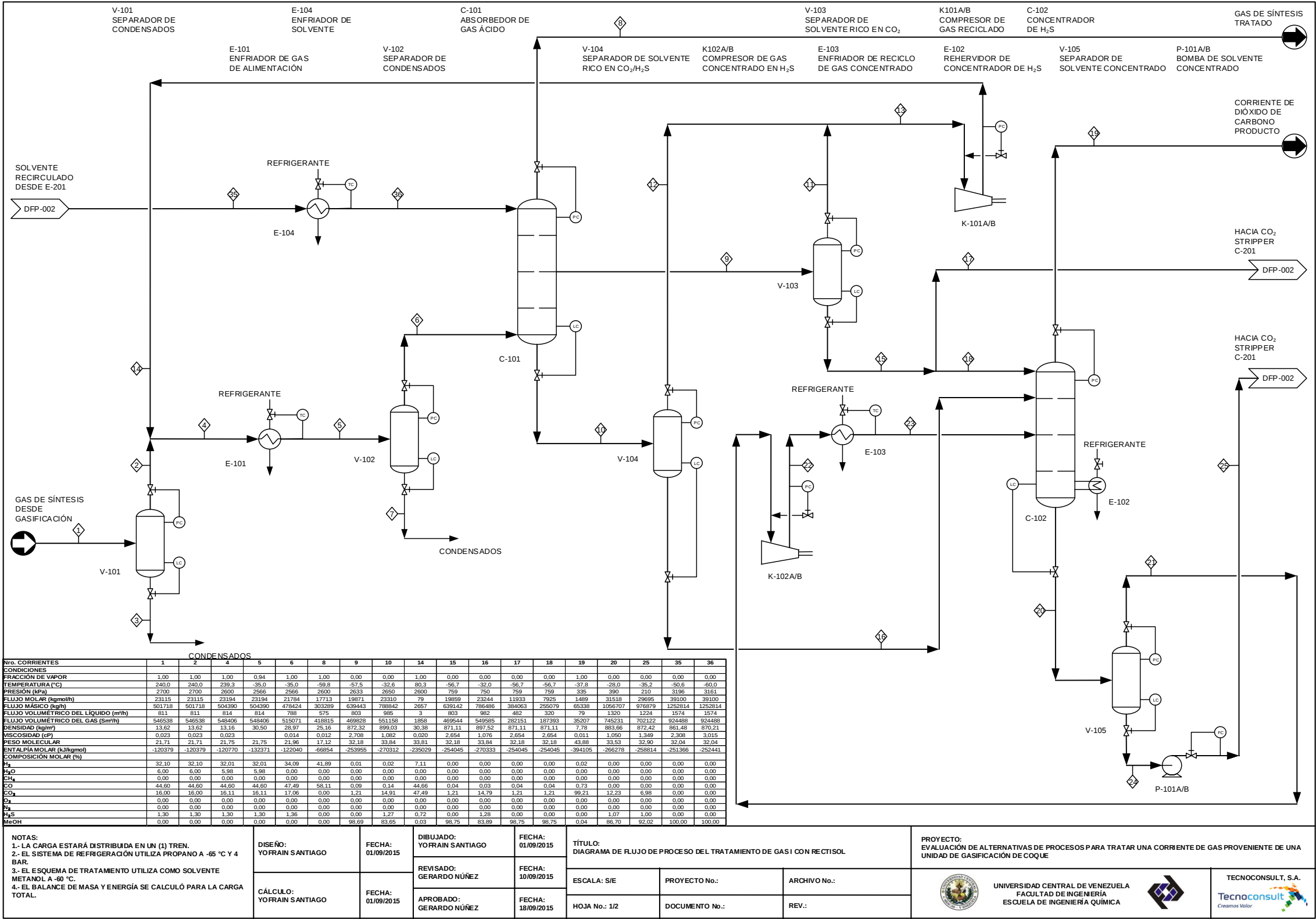


Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas I con Rectisol®.



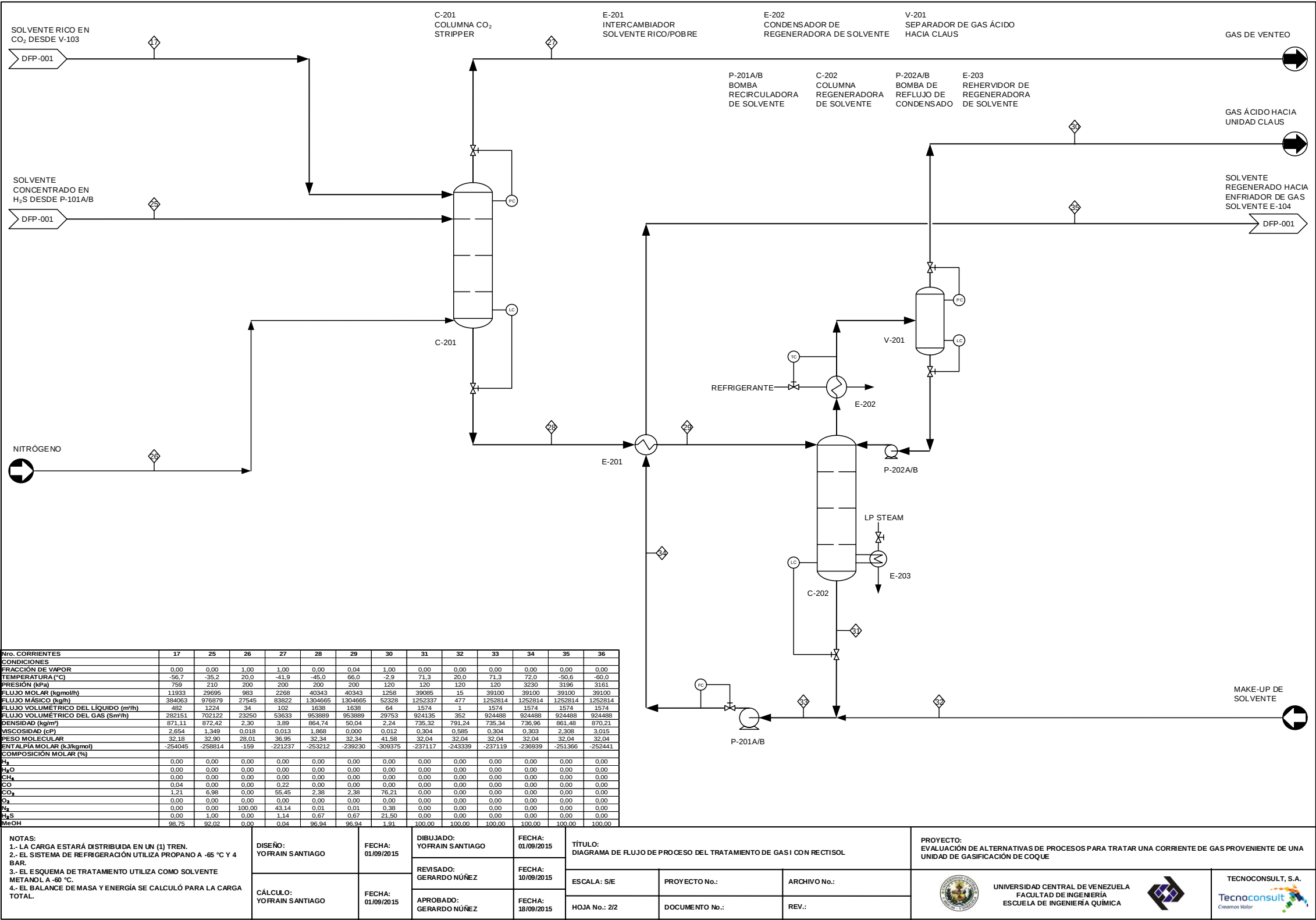


Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas II con MDEA.



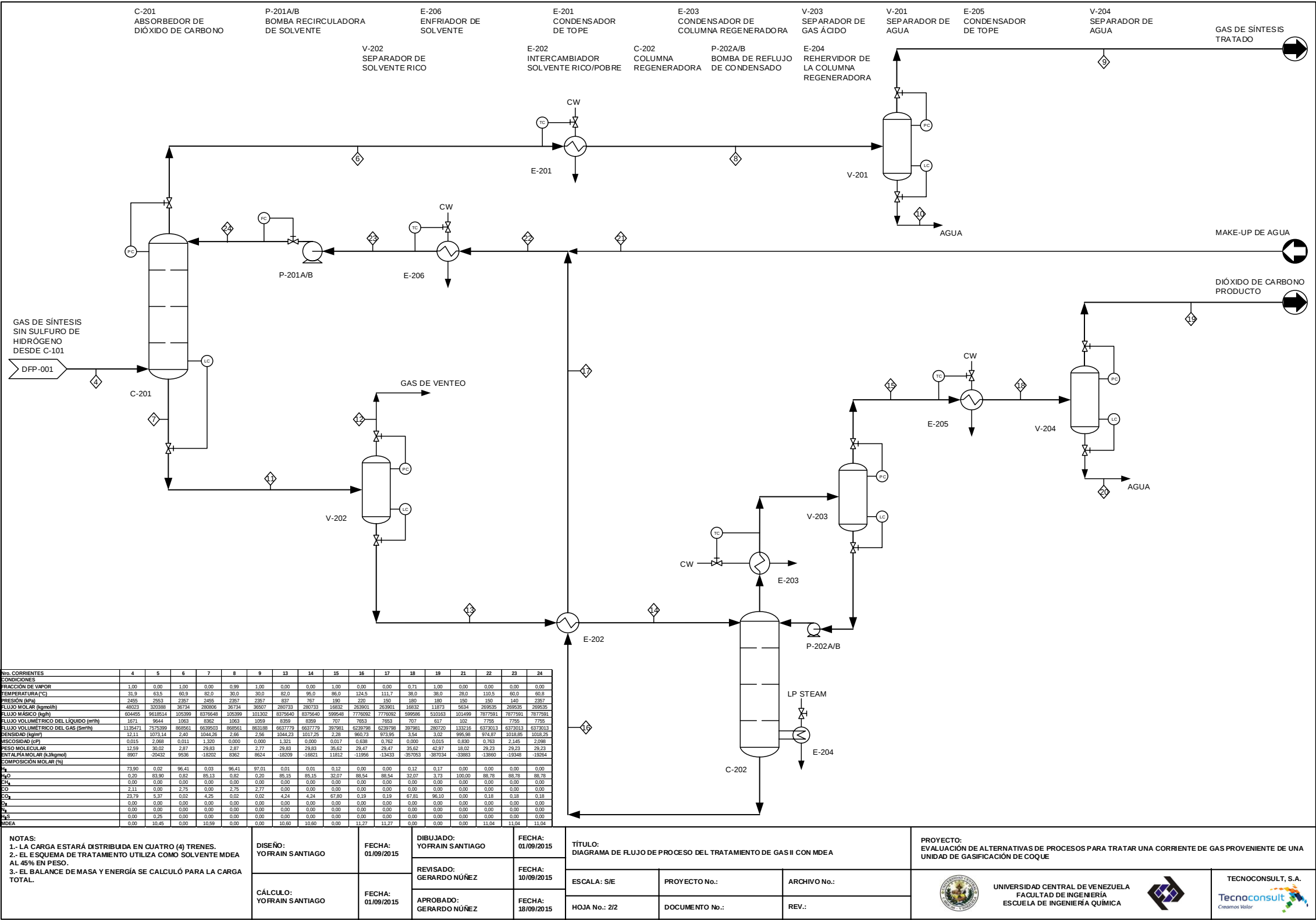
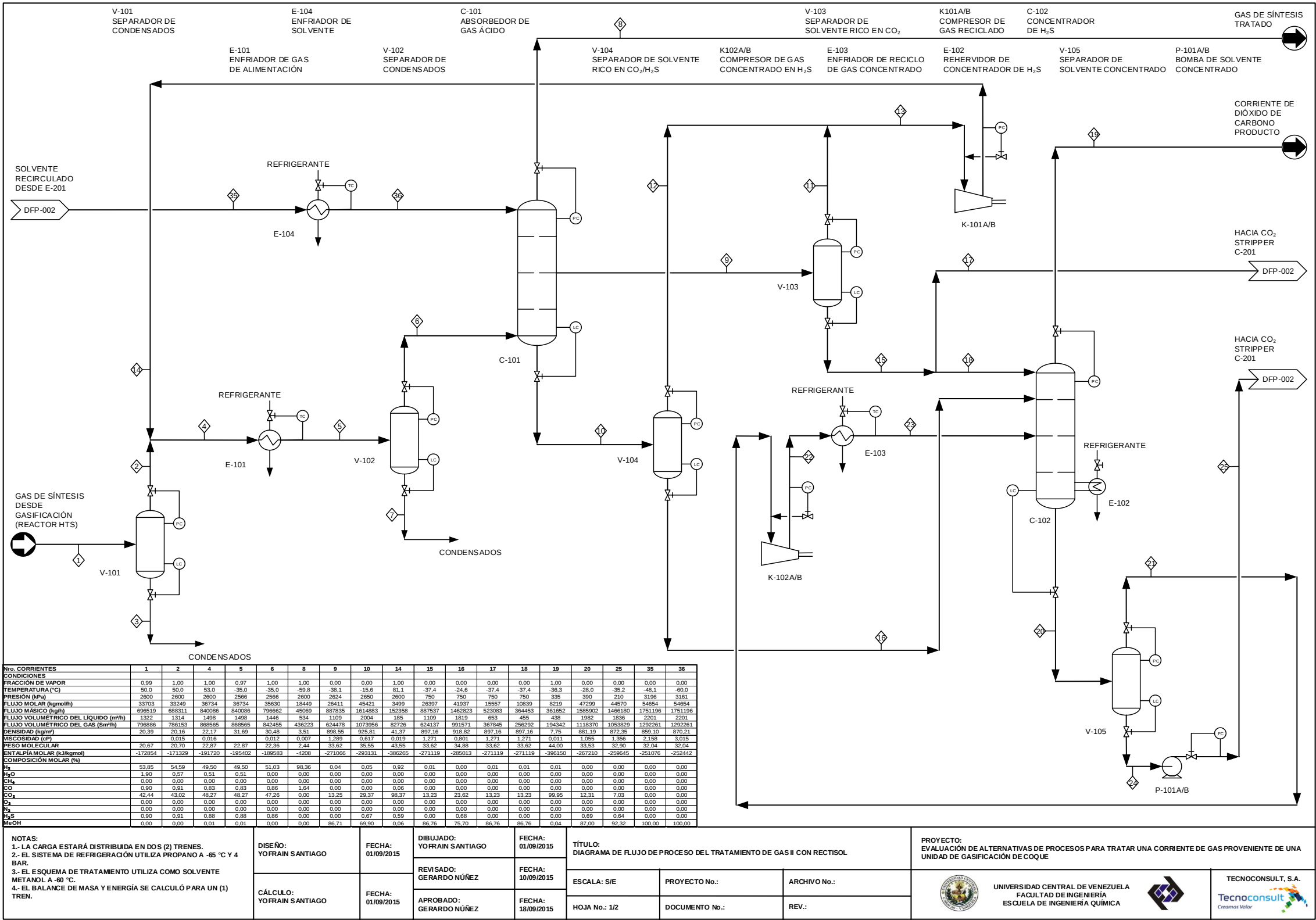
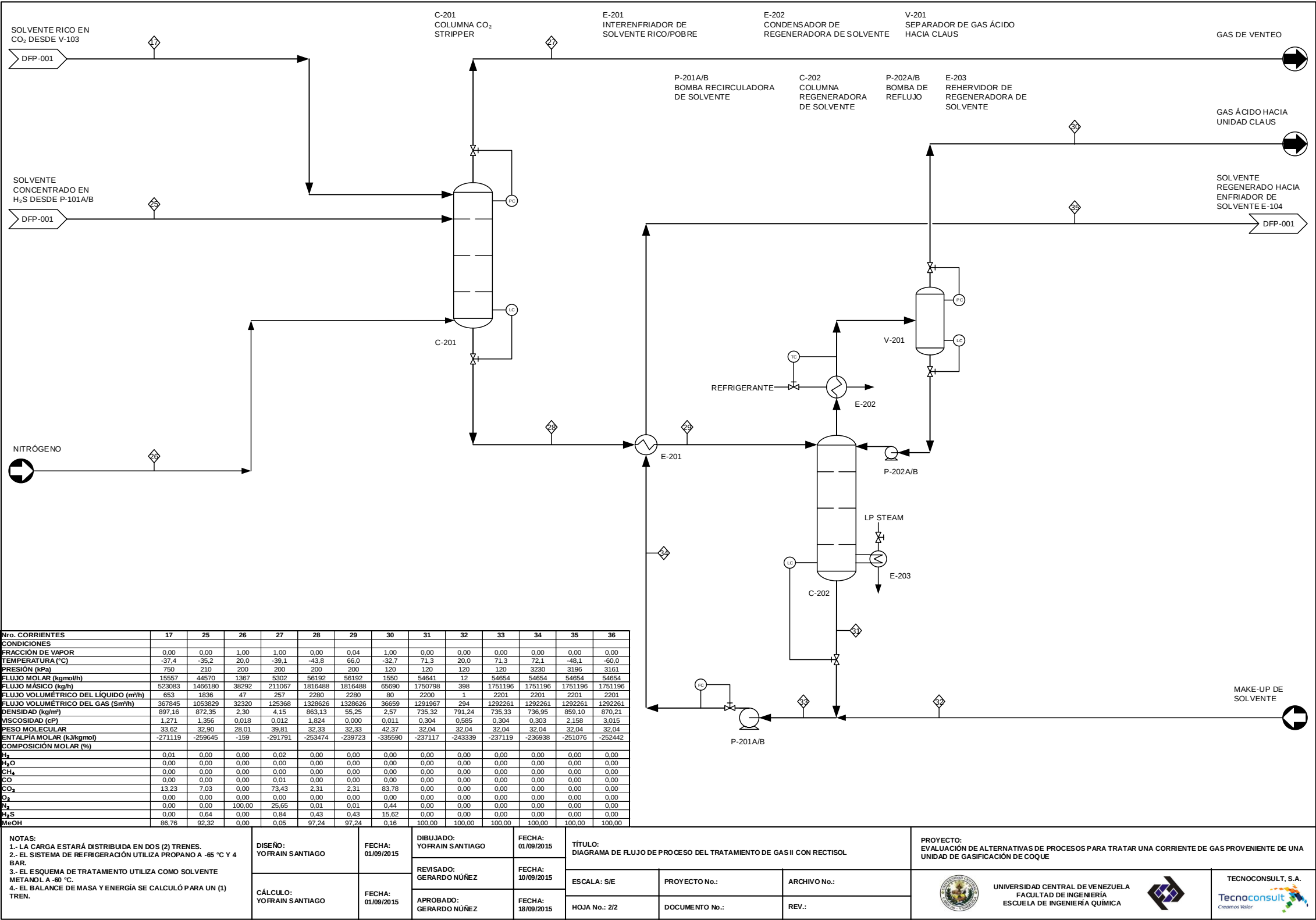


Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas II con Rectisol®.





APÉNDICE E. DESCRIPCIÓN DETALLADA DE CADA UNO DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE LOS ESQUEMAS PRESELECCIONADOS.

Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas I con DEA.

Descripción detallada para la capacidad total: 518.096 Nm³/h de gas de síntesis:

El flujo de 518.096 Nm³/h de gas de síntesis desde gasificación, disponible a 240°C y 27 bar, es enfriado a 50°C previamente en un intercambiador de calor que utiliza agua de enfriamiento como flujo de intercambio calórico, para ser entonces alimentado al bloque de Tratamiento de Gas I (TGI) con DEA.

El gas de síntesis ahora disponible a 50°C y alrededor de 27 bar de presión es alimentado al separador de condensados V-101, en el cual se remueve el agua condensada arrastrada por la corriente. Luego de separarse de los condensados, la corriente de gas con un contenido de alrededor de 16% de CO₂ y 1,3% molar de H₂S es alimentada por el fondo de la columna absorbidora de gas ácido C-101 en la cual entra en contacto con una solución de 1667 m³/h de DEA al 20% en peso alimentada por el tope, para producir un gas tratado con una especificación de 210 ppm de H₂S y 7,12% molar de CO₂. La solución rica de DEA que sale por el fondo de la columna absorbidora C-101 (solución que contiene los componentes ácidos removidos de la corriente de gas de síntesis) disponible a 65°C y alrededor de 28 bar de presión pasa a través de una válvula de expansión para ser llevada a 6,20 bar y posteriormente alimentada a un separador de solvente rico V-102 del cual se libera por el tope un gas de venteo. La solución rica ahora disponible a 6,20 bar y alrededor de 64°C, es alimentada al intercambiador de calor E-101 (solvente rico/pobre) y llevada a 95°C aproximadamente, aprovechando la temperatura del solvente regenerado como fluido de intercambio (de alrededor de 124°C). La solución rica llevada a 95°C es alimentada a la columna regeneradora C-102 la cual opera a 1,5 bar, y en la cual se regenera el solvente mediante el aporte de calor a través del rehervidor E-103 que utiliza vapor de baja presión como fluido de calentamiento. Por el tope de la columna regeneradora C-102 se obtiene un gas rico en los componentes ácidos inicialmente

contenidos en el gas de síntesis con un arrastre significativo de solvente, mientras que por el fondo un flujo de 1639 m³/h de solvente regenerado a recircular (solución pobre, libre de los componentes ácidos) a 124°C el cual pasa a través del intercambiador de calor E-101, calentando el solvente rico que sale por el fondo del separador de solvente rico V-102.

Posteriormente, el gas rico en CO₂ y H₂S que sale por el tope de la columna regeneradora de solvente C-102 es enfriado en el condensador de la columna regeneradora E-102 para condensar el arrastre de solvente y alimentado al separador V-103, en el cual se obtiene por el tope el gas ácido que será enviado hacia la Unidad Claus y por el fondo el solvente recuperado el cual es recirculado a la columna regeneradora C-102 mediante la bomba de reflujo P-102A/B.

La solución pobre a recircular utilizada para calentar la solución rica, sale del intercambiador E-101 a 89°C. Luego, el solvente pobre a 89°C es mezclado con una corriente de reposición de agua de 28 m³/h disponible a 28°C y 1,5 bar y enfriado en el intercambiador de calor E-104 para ser bombeado finalmente hacia la columna absorbidora C-101 a través de la bomba P-101A/B a una presión de alrededor de 28 bar.

Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas I con Rectisol®.

El flujo de 518.096 Nm³/h de gas de síntesis desde gasificación, disponible a 240°C y 27 bar es alimentado al separador V-101 para separar los condensados, luego el gas separado de los condensados es alimentado al intercambiador E-101 en donde es enfriado hasta -35°C para posteriormente ser alimentado al segundo separador de condensados V-102. El gas de síntesis acondicionado a -35°C y separado de los condensados es alimentado por el fondo a la columna absorbidora C-101, en la cual entra en contacto con una solución de metanol disponible a -60°C y 32 bar. Por el tope de la columna absorbidora C-101 se obtiene el gas de síntesis tratado con una especificación de menos de 1 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno y menos de 1% molar de dióxido de carbono, mientras que por el fondo una solución rica en los componentes ácidos contenidos inicialmente en la alimentación, esencialmente en

H₂S. Simultáneamente, una corriente lateral de solución rica en los componentes ácidos, esencialmente en CO₂, es extraída para ser llevada al separador V-103. El separador V-103, opera a 7,5 bar, obteniéndose por el tope una corriente de gas de reciclo, rica en los componentes valiosos del gas y por el fondo una solución rica en CO₂ la cual es bifurcada, una corriente es enviada hacia la columna C-102, mientras que la otra hacia la despojadora C-201. La solución rica que sale por el fondo de la columna C-101, es alimentada al separador V-104, del cual también se obtiene por el tope una corriente de gas de reciclo rica en los componentes valiosos del gas y por el fondo una corriente líquida destinada a formar parte de la alimentación de la concentradora de sulfuro de hidrógeno C-102. Las dos corrientes de reciclo, provenientes de los separadores V-103 y V-104 respectivamente son mezcladas y llevadas al compresor K-101A/B en donde se aumenta la presión hasta 26 bar para ser mezclada con la alimentación del gas de síntesis desde gasificación.

Por otra parte, las dos corrientes solvente rico provenientes de los separadores V-103 y V-104 a 7,5 bar, son alimentadas al concentrador de sulfuro de hidrógeno C-102, del cual se obtiene por el tope una corriente de dióxido de carbono al 99% de pureza y por el fondo una solución concentrada en H₂S.

La solución de metanol rica en H₂S proveniente de la columna C-102, es alimentada al separador V-105 el cual opera a 2,1 bar, y del cual se obtiene por el tope una corriente de gas la cual es reciclada, mientras que por el fondo, la solución rica en sulfuro de hidrógeno, la cual es bombeada a través de la bomba P-101A/B hacia el despojador C-201. La corriente de reciclo proveniente del tope del separador V-105 es comprimida hasta la presión de operación de la columna C-102 y enfriada en el intercambiador de calor E-103 hasta aproximadamente -30°C para posteriormente ser realimentada en una etapa intermedia al concentrador de sulfuro de hidrógeno C-102. Posteriormente, la corriente proveniente de la bomba P-101A/B y la corriente de solvente rico, producto de la bifurcación del fondo del separador V-103, son alimentadas al despojador de dióxido de carbono C-201, en donde entran en contacto con una corriente gaseosa de nitrógeno disponible a 20°C y 2 bar para producir un gas de venteo por el tope rico en CO₂ y N₂, y un producto de fondo el cual es

calentado hasta 66°C en el intercambiador E-201 aprovechando la temperatura del solvente pobre producto de la columna regeneradora C-202.

El solvente rico llevado a 66°C proveniente del intercambiador de calor E-201, es alimentado a la columna regeneradora C-202, en la cual se regenera produciendo por el tope una corriente de gas rica en sulfuro de hidrógeno enviada aguas abajo a la unidad Claus y por el fondo el solvente pobre (solución de metanol regenerada) la cual es mezclada con una corriente de reposición de solvente y bombeada a 32 bar a través de la bomba P-201A/B hasta el intercambiador de calor E-201 para calentar la solución de metanol rica en sulfuro de hidrógeno proveniente de la despojadora C-201.

Finalmente, la solución de metanol proveniente del intercambiador E-201, es enfriada hasta -60°C y recirculada a la absorbidora de gas ácido C-101.

Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas II con MDEA.

Descripción detallada para la capacidad total: 1.496.479 Nm³/h de gas de síntesis.

– Bloque de Remoción de Sulfuro de Hidrógeno:

El flujo de 1.496.479 Nm³/h de gas de síntesis desde los convertidos de monóxido de carbono (Reactor HTS, “High Temperature Shift” por sus siglas en inglés), disponible a 50°C y 26 bar es alimentado al separador de condensados V-101, en el cual se remueve el agua condensada arrastrada por la corriente. Luego de separarse de los condensados, la corriente de gas con un contenido de alrededor de 42% de CO₂ y 0,9% molar de H₂S es alimentada por el fondo de la columna absorbidora de sulfuro de hidrógeno C-101 en la cual entra en contacto con una solución de 8733 m³/h de MDEA al 45% en peso alimentada por el tope, para producir un gas libre de sulfuro de hidrógeno con una especificación de < 1 ppm de H₂S y 23,8% molar de CO₂. La solución rica de MDEA que sale por el fondo de la columna absorbidora C-101 (solución que contiene los componentes ácidos removidos de la corriente de gas de síntesis) disponible a 63,5°C y alrededor de 26 bar de presión pasa a través de una válvula de expansión para ser llevada a 6,20 bar y posteriormente alimentada a un

separador de solvente rico V-102 del cual se libera por el tope un gas de venteo. La solución rica ahora disponible a 6,20 bar y alrededor de 63,5°C, es alimentada al intercambiador de calor E-101 (solvente rico/pobre) y llevada a 85°C aproximadamente, aprovechando la temperatura del solvente regenerado como fluido de intercambio (de alrededor de 123°C). La solución rica llevada a 85°C es alimentada a la columna regeneradora C-102 la cual opera a 1,5 bar, y en la cual se regenera el solvente mediante el aporte de calor a través del rehervidor E-103 que utiliza vapor de baja presión como fluido de calentamiento. Por el tope de la columna regeneradora C-102 se obtiene un gas rico en los componentes ácidos inicialmente contenidos en el gas de síntesis con un arrastre significativo de solvente, mientras que por el fondo un flujo de 8655 m³/h de solvente regenerado a recircular (solución pobre, libre de los componentes ácidos) a 123°C el cual pasa a través del intercambiador de calor E-101, calentando el solvente rico que sale por el fondo del separador de solvente rico V-102.

Posteriormente, el gas rico en CO₂ y H₂S que sale por el tope de la columna regeneradora de solvente C-102 es enfriado en el condensador de la columna regeneradora E-102 para condensar el arrastre de solvente y alimentado al separador V-103, en el cual se obtiene por el tope el gas ácido que será enviado hacia la Unidad Claus y por el fondo el solvente recuperado el cual es recirculado a la columna regeneradora C-102 mediante la bomba de reflujo P-102A/B.

La solución pobre a recircular utilizada para calentar la solución rica, sale del intercambiador E-101 a 101,5°C. Luego, el solvente pobre a 101,5°C es mezclado con una corriente de reposición de agua de 78 m³/h disponible a 28°C y 1,5 bar y enfriado en el intercambiador de calor E-104 para ser bombeado finalmente hacia la columna absorbidora C-101 a través de la bomba P-101A/B a una presión de alrededor de 25 bar.

– Bloque de Remoción de Dióxido de Carbono:

El flujo de gas de síntesis libre de sulfuro de hidrógeno, con una especificación de menos de 1 ppm de H₂S, desde la Sección de Absorción de Sulfuro de Hidrógeno,

disponible a 31,9°C y 25 bar es alimentado por el fondo de la columna absorbidora de dióxido de carbono C-201 en la cual entra en contacto con una solución de 7755 m³/h de MDEA al 45% en peso alimentada por el tope, para producir un gas tratado con una especificación de < 1 ppm de H₂S y < 1% molar de CO₂. La solución rica de MDEA que sale por el fondo de la columna absorbidora C-201 (solución que contiene el dióxido de carbono removido de la corriente de gas de síntesis) disponible a 82°C y alrededor de 25 bar de presión pasa a través de una válvula de expansión para ser llevada a 8,4 bar y posteriormente alimentada a un separador de solvente rico V-202 del cual se libera por el tope un gas de venteo. La solución rica ahora disponible a 8,4 bar y alrededor de 82°C, es alimentada al intercambiador de calor E-202 (solvente rico/pobre) y llevada a 95°C aproximadamente, aprovechando la temperatura del solvente regenerado como fluido de intercambio (de alrededor de 124,5 °C). La solución rica llevada a 95°C es alimentada a la columna regeneradora C-202 la cual opera a 2,0 bar, y en la cual se regenera el solvente mediante el aporte de calor a través del rehervidor E-204 que utiliza vapor de baja presión como fluido de calentamiento. Por el tope de la columna regeneradora C-202 se obtiene un gas rico en CO₂ con un arrastre significativo de solvente, mientras que por el fondo un flujo de 7653 m³/h de solvente regenerado a recircular (solución pobre, libre de CO₂) a 124,5°C el cual pasa a través del intercambiador de calor E-202, calentando el solvente rico que sale por el fondo del separador de solvente rico V-202.

Posteriormente, el gas rico en CO₂ que sale por el tope de la columna regeneradora de solvente C-202 es enfriado en el condensador de la columna regeneradora E-203 para condensar el arrastre de solvente y alimentado al separador V-203, en el cual se obtiene por el tope el CO₂ que será enviado hacia el bloque de síntesis de urea y por el fondo el solvente recuperado el cual es recirculado a la columna regeneradora C-202 mediante la bomba de reflujo P-202A/B.

La solución pobre a recircular utilizada para calentar la solución rica, sale del intercambiador E-202 a 111°C. Luego, el solvente pobre a 111°C es mezclado con una corriente de reposición de agua de 102 m³/h disponible a 28°C y 1,5 bar y enfriado en el intercambiador de calor E-206 para ser bombeado finalmente hacia la

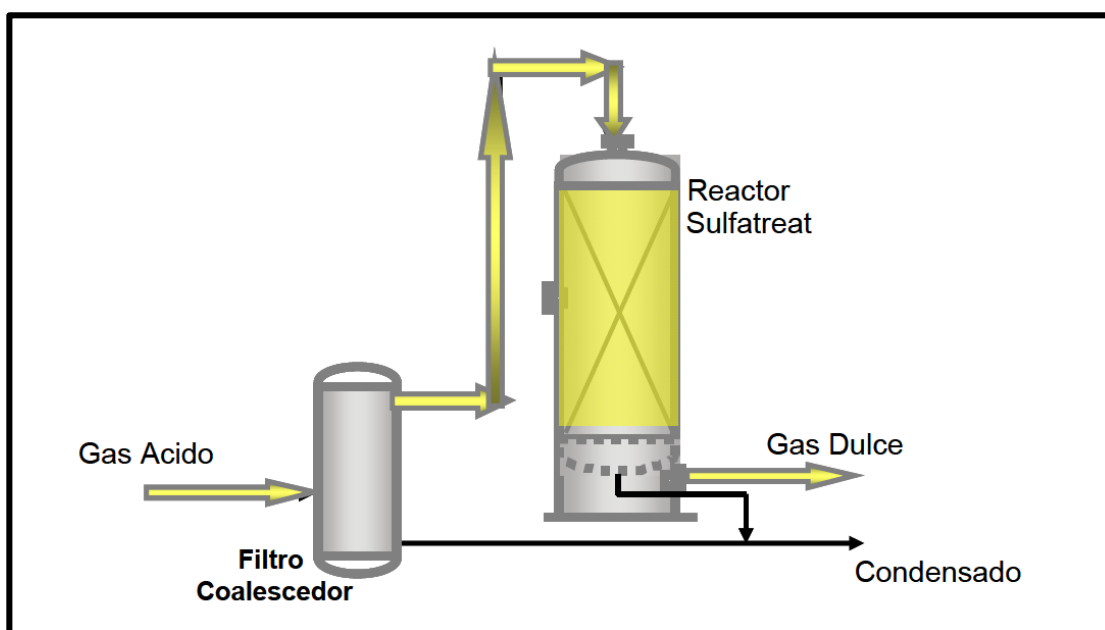
columna absorbadora C-201 a través de la bomba P-201A/B a una presión de alrededor de 24 bar.

Diagrama de Flujo de Proceso del Tratamiento de Gas II con Rectisol®.

La descripción de este DFP es análoga a la del Tratamiento de Gas I con Rectisol®, la diferencia radica en que la alimentación es equivalente al flujo de 1.496.479 Nm³/h de gas de síntesis desde los convertidos de monóxido de carbono disponible a 50°C y 26 bar.

APÉNDICE F. TECNOLOGÍA SULFATREAT®.

Es una tecnología de endulzamiento de gas natural o sintético. Inicialmente, el gas ácido con alto contenido de H_2S fluye a través de un filtro coalescedor donde se separan los condensados. La corriente gaseosa es alimentada por el tope del reactor donde entra en contacto con el lecho sólido constituido principalmente por óxido de hierro estabilizado, las moléculas de H_2S son absorbidas en los poros del material, mientras que el gas dulce con un contenido de H_2S menor a 4 ppm sale por el fondo del reactor según se muestra en la Figura a continuación.



Esquema de Proceso de la Tecnología Sulfatreat®.

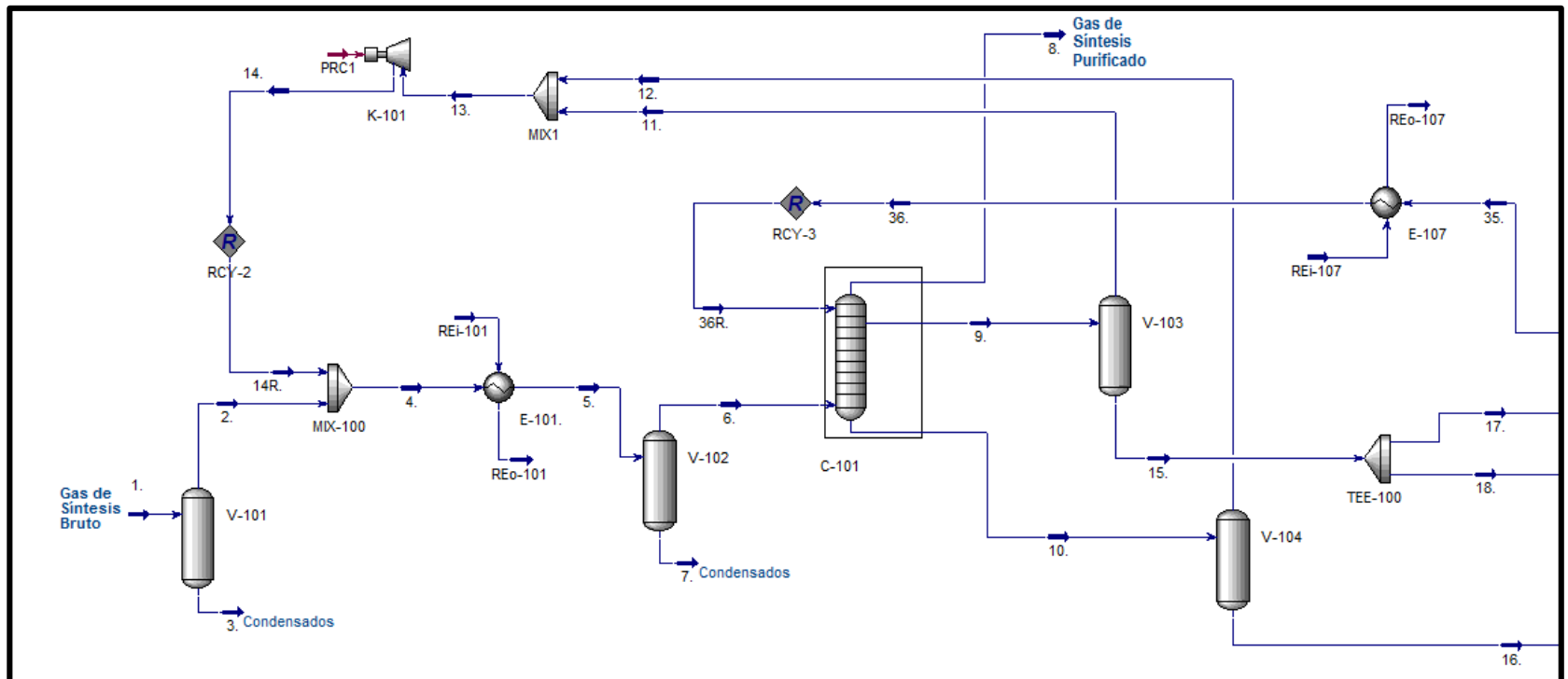
A medida que el lecho absorbe el H_2S se va saturando. Cuando la concentración de H_2S en el gas a la salida es mayor a 4 ppm o el diferencial de presión en el reactor supera los 20 psig, se procede a reemplazar el lecho.

Fuente: Ramos, K. y Valdez, L. (2008). Mejoras en el procedimiento de reemplazo de lecho de reactores de endulzamiento con lecho sólido, Gerencia de Plantas de Gas y Agua, PDVSA Distrito Norte. Consultado el 12 de octubre de 2015 en la página web de AVPG Venezuelan Gas Processors Association: <http://www.venezuelagas.net/documents/2008-ST-16-spa.pdf>

**APÉNDICE G. AMBIENTES DE SIMULACIÓN DE CADA UNO DE LOS
ESQUEMAS PRESELECCIONADOS EMPLEANDO LA HERRAMIENTA
ASPEN HYSYS® V8.4.**

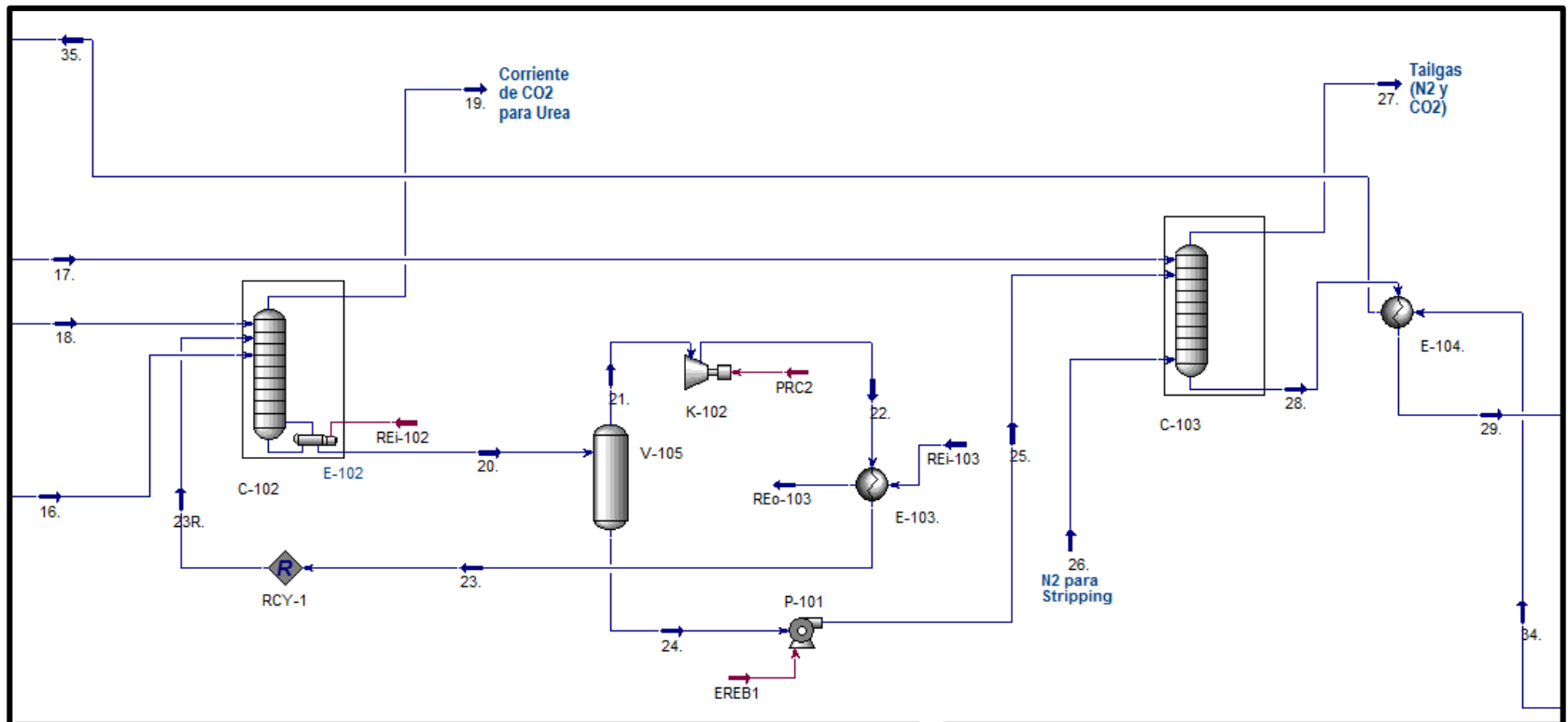


114



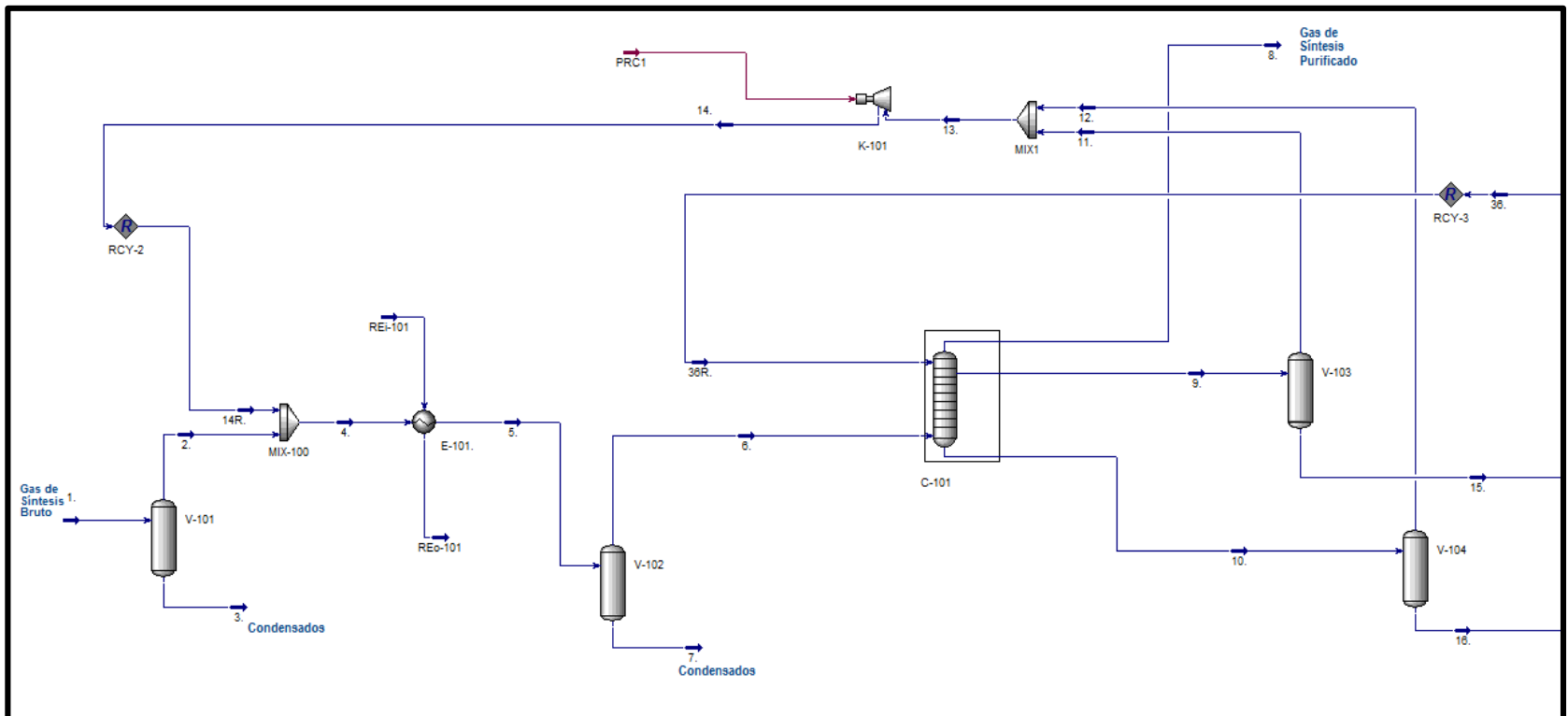
Ambiente de Simulación del Tratamiento de Gas I con Rectisol®.

Simulación del Bloque de Adecuación de la Alimentación de Gas de Síntesis desde Gasificación (Recipientes V-101, V-102 e Intercambiador de Calor E-101) y Sección de Absorción de Gases Ácidos (Columna C-101) del Esquema de Tratamiento de Gas I con Rectisol®.



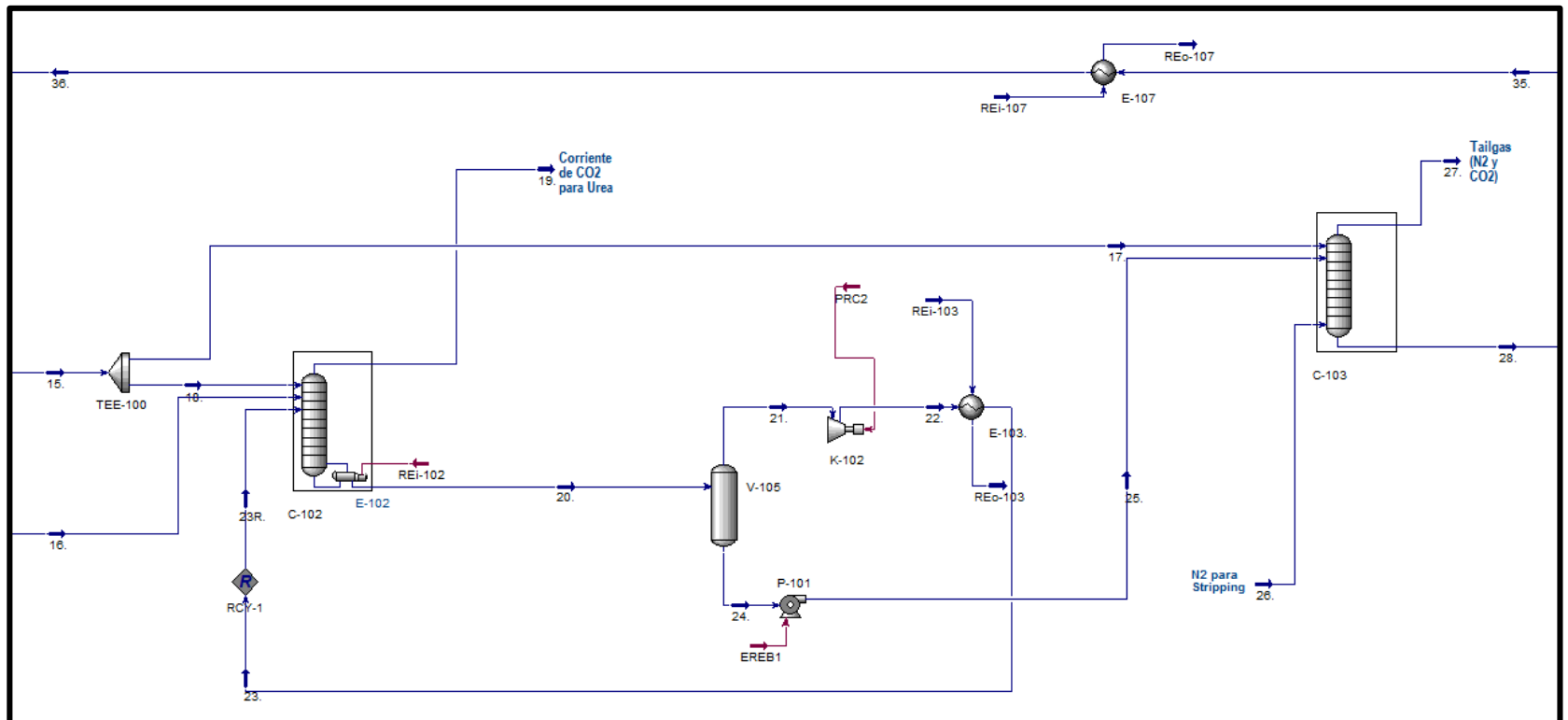
Ambiente de Simulación del Tratamiento de Gas I con Rectisol® (Continuación).

Sección de Concentración de Sulfuro de Hidrógeno y Producción de Dióxido de Carbono (Columna C-102), Sección de Despojamiento con Nitrógeno (Columna C-103) del Esquema de Tratamiento de Gas I con Rectisol®.



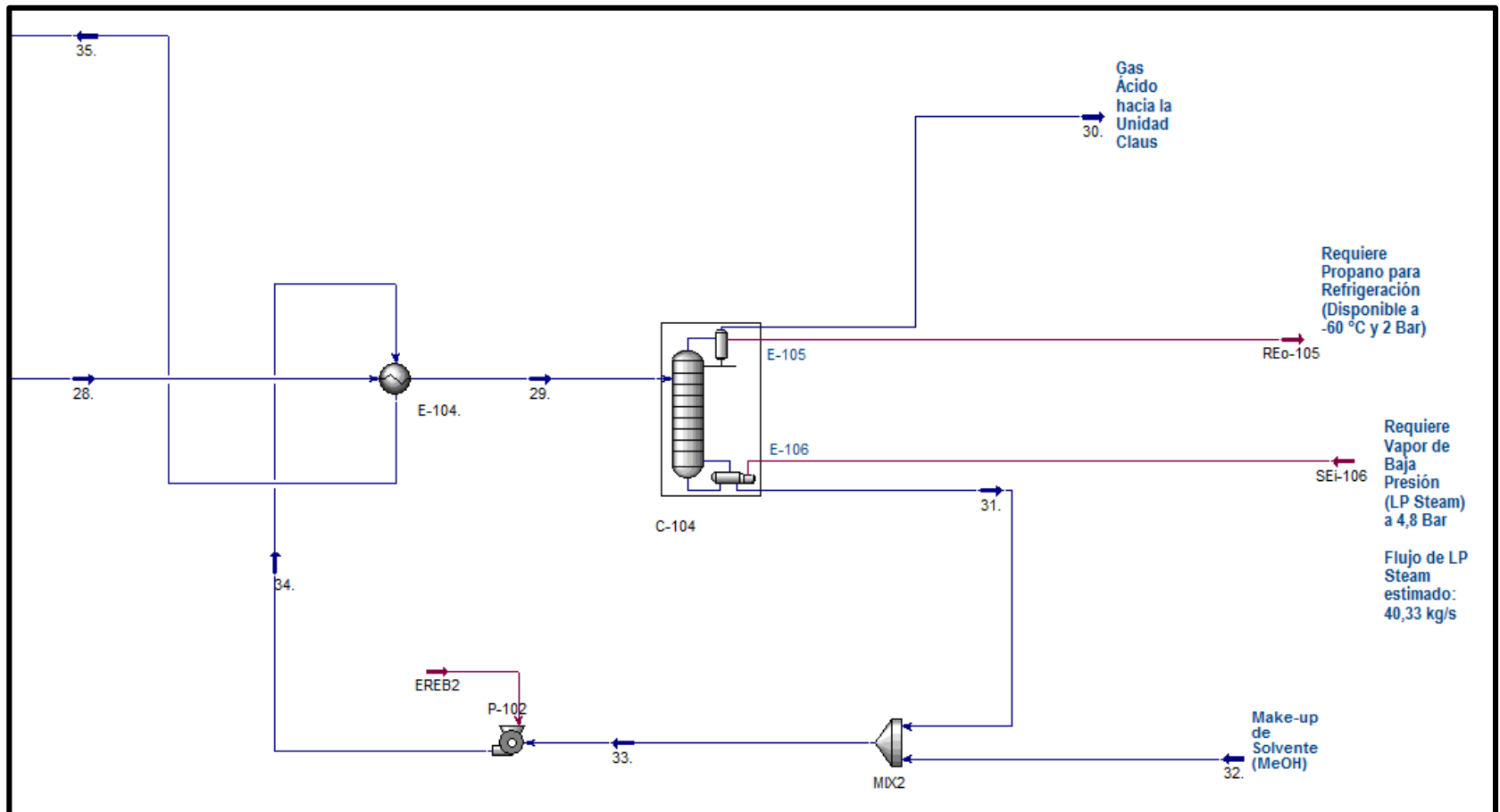
Ambiente de Simulación del Tratamiento de Gas II con Rectisol®.

Simulación del Bloque de Adecuación de la Alimentación de Gas de Síntesis desde Gasificación (Recipientes V-101, V-102 e Intercambiador de Calor E-101) y Sección de Absorción de Gases Ácidos (Columna C-101) del Esquema de Tratamiento de Gas II con Rectisol®.



Ambiente de Simulación del Tratamiento de Gas II con Rectisol® (Continuación).

Sección de Concentración de Sulfuro de Hidrógeno y Producción de Dióxido de Carbono (Columna C-102), Sección de Despojamiento con Nitrógeno (Columna C-103) del Esquema de Tratamiento de Gas II con Rectisol®.

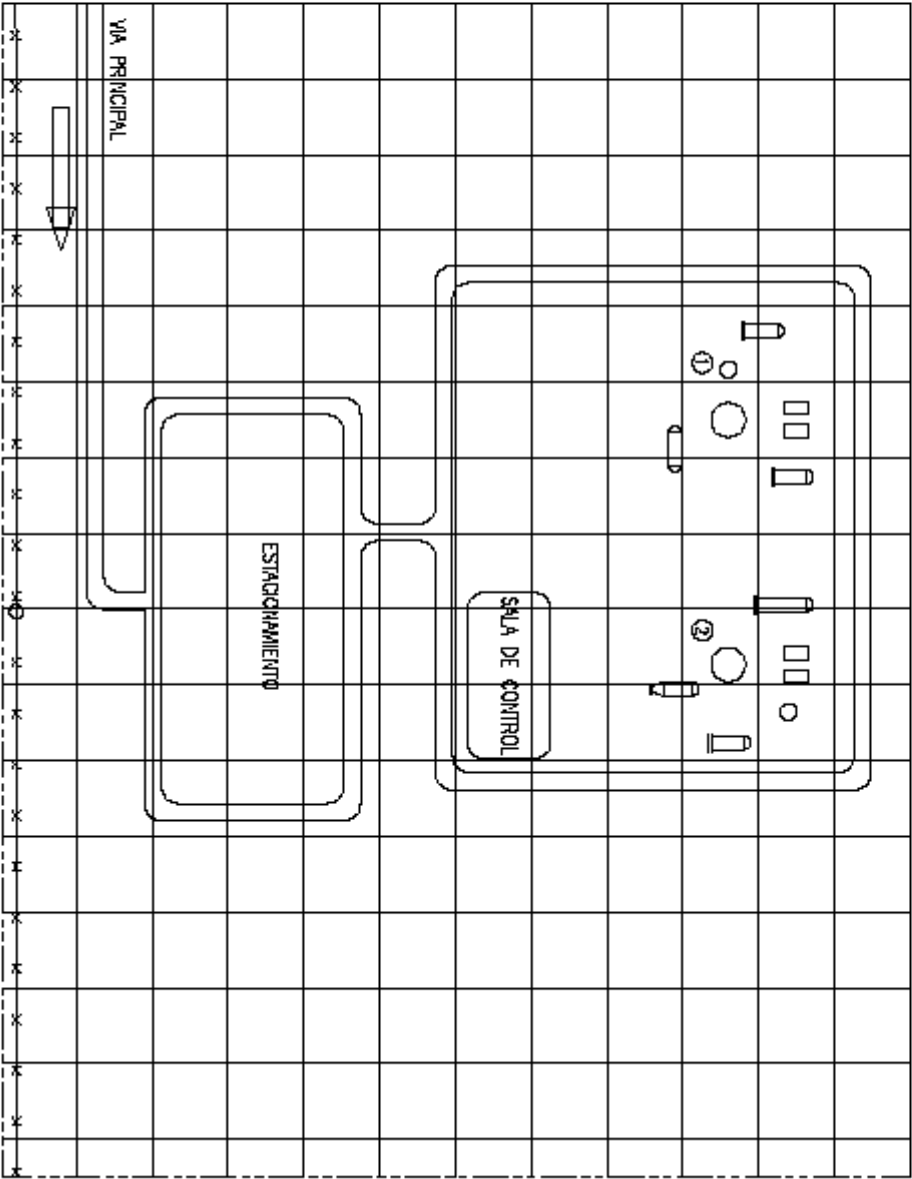


Ambiente de Simulación del Tratamiento de Gas II con Rectisol® (Continuación).

Sección de Regeneración de Solvente (Columna C-104) del Esquema de Tratamiento de Gas II con Rectisol®.

APÉNDICE H. DIAGRAMAS DE DISTRIBUCIÓN Y UBICACIÓN DE EQUIPOS (*PLOT – PLAN*) DE LOS ESQUEMAS DE PROCESOS SELECCIONADOS PARA PROCESAR CADA CASO DE ESTUDIO EMPLEANDO AUTOCAD®.

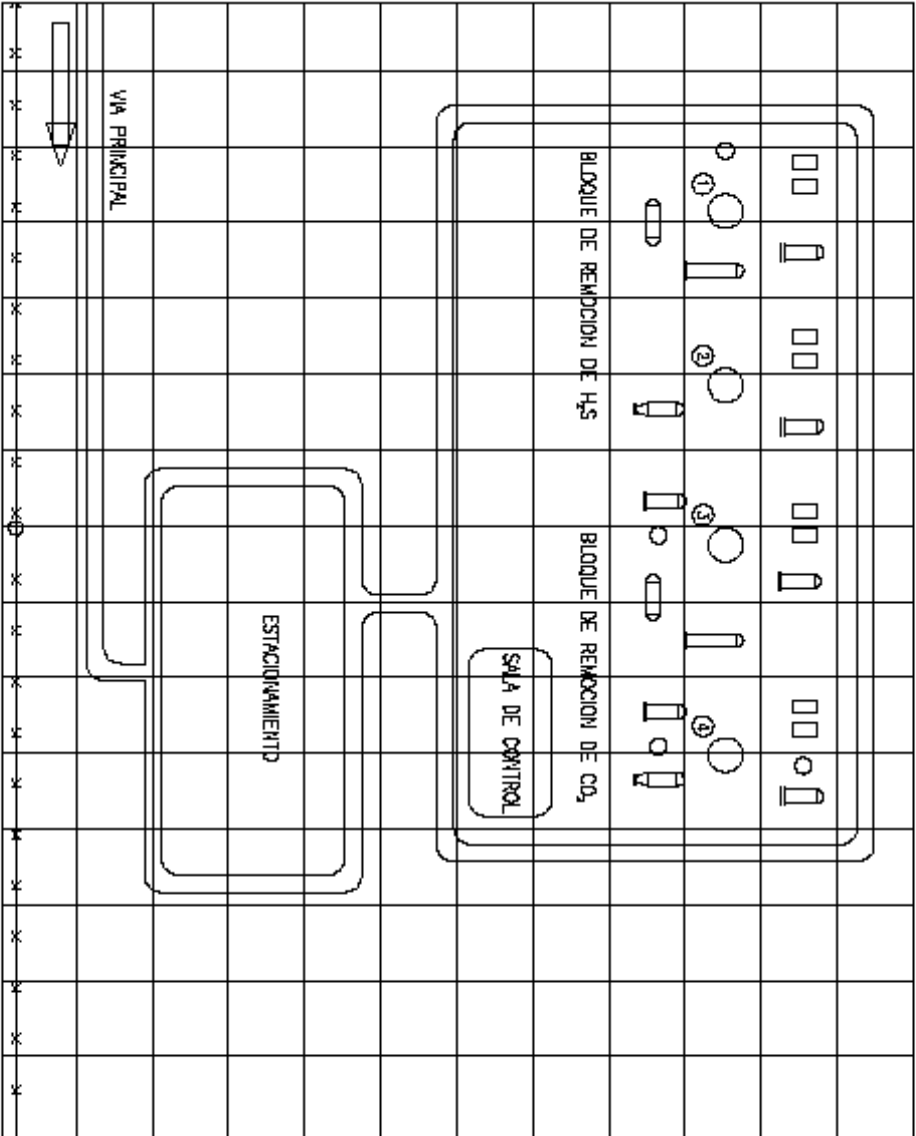
Distribución y Ubicación de Equipos (*Plot – Plan*) del Tratamiento de Gas I con DEA.



	PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS I CON DEA
①	UNIDAD DE ABSORCIÓN DE GASES ÁCIDOS
②	UNIDAD DE REGENERACIÓN DE SOLVENTE

NOTAS: LA CARGA ESTARÁ DISTRIBUIDA EN (2) DOS TREMES.	DIBUJADO: R. CARRASQUEL	FECHA:16/10/15	TÍTULO: TRATAMIENTO DE GAS I CON DEA	PROYECTO: EVALUACION DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE GASIFICACION DE COQUE	UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERIA ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA		TECNOCONSULT S.A. 
	REVISADO: NÚÑEZ GERARDO.	FECHA:21/10/15					
	APROBADO: NÚÑEZ GERARDO.	FECHA:21/10/15					

Diagrama de Distribución y Ubicación de Equipos (*Plot – Plan*) del Tratamiento de Gas II con MDEA.



	PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS II CON MDEA
	BLOQUE DE REMOCION DE H ₂ S
①	UNIDAD DE ABSORCION DE H ₂ S
②	UNIDAD DE REGENERACION DE SOLVENTE
	BLOQUE DE REMOCION DE CO ₂
③	UNIDAD DE ABSORCION DE CO ₂
④	UNIDAD DE REGENERACION DE SOLVENTE

NOTAS: LA CARGA ESTARÁ DISTRIBUIDA EN (4) CUATRO TRENIES.		DIBUJADO: R. CARRASQUEL		FECHA:16/10/15	TÍTULO: TRATAMIENTO DE GAS II CON MDEA	PROYECTO: EVALUACION DE ALTERNATIVAS DE PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE GAS PROVENIENTE DE UNA UNIDAD DE GASIFICACION DE COQUE	UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERIA ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA			TECHNOCONSULT S.A 
		REVISADO: NÚÑEZ GERARDO.		FECHA:21/10/15						
		APROBADO: NÚÑEZ GERARDO.		FECHA:21/10/15						
		ESCALA: N/A		DOCUMENTO NO: PLOT-PLANT 01						

**APÉNDICE I. MATRIZ DE PONDERACIÓN DE CRITERIOS:
DESCRIPCIÓN DEL CÁLCULO ASOCIADO**

I.1 MATRIZ DE PRESELECCIÓN

Matriz de ponderación de criterios (R) aplicada al caso de estudio: TGI

I.1.1 Estimación del puntaje ponderado de los criterios de preselección

La matriz de ponderación de criterios (R) completada para el caso de estudio TGI, se puede observar a continuación:

Matriz de ponderación de criterios (R) del TGI.

	(a)	(b)	(c)	(d)
(a)	1	5	1	5
(b)	1/5	1	1/5	1
(c)	1	5	1	5
(d)	1/5	1	1/5	1

Luego, de la división de cada elemento de la columna j-ésima por la suma de todos los elementos de dicha columna, se obtiene la matriz normalizada (R_{Norm}):

Matriz normalizada (R_{Norm}) del TGI.

	(a)	(b)	(c)	(d)
(a)	0,42	0,42	0,42	0,42
(b)	0,08	0,08	0,08	0,08
(c)	0,42	0,42	0,42	0,42
(d)	0,08	0,08	0,08	0,08

El vector de pesos ($\hat{w}$) resultante del promedio de cada fila de la matriz normalizada (R_{Norm}), se muestra a continuación:

Vector de pesos ($\hat{w}$) o vector de prioridades del TGI.

$\hat{w}$
0,42
0,08
0,42
0,08

1.1.2 Comprobación de los juicios

Los resultados de la comprobación de la consistencia de los juicios, se presentan a continuación:

El vector columna resultante de la multiplicación de la matriz de ponderación de criterios (R) por el vector de pesos $\hat{w}$, se muestra a continuación:

Vector columna ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$) del TGI.

$\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$
6,67
1,33
6,67
1,33

De la división de cada componente del vector columna ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$) por las del vector de pesos $\hat{w}$, se obtiene el vector columna formado por los valores propios de la matriz de ponderación de criterios ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w} / \hat{w}$):

Vector formado por los valores propios de la matriz de ponderación (R) del TGI.

$\lambda_{\max} \cdot \hat{w} / \hat{w}$
4,00
4,00
4,00
4,00

El promedio de los valores del vector $\lambda_{\max} \cdot \hat{w} / \hat{w}$, corresponden al valor de $\lambda_{\max}$, equivalente a 4, por lo que el índice de consistencia (IC) resulta ser:

$$IC = \frac{\lambda_{\max} - n}{n - 1} = \frac{4 - 4}{4 - 1} = 0$$

Luego, el valor del índice de consistencia aleatorio (IA), para una matriz de dimensión $n = 4$, de acuerdo a la Tabla Nro. 8 es equivalente a 0,882.

El cociente entre el índice de consistencia (IC) y el índice de consistencia aleatorio (IA) resulta ser:

$$RC = \frac{0}{0,882} = 0$$

El valor de la razón de consistencia (RC) es igual a 0 ($RC = 0$), por lo que la matriz de ponderación de criterios (R) de dimensión $n = 4$ mostrada, es consistente según la Tabla Nro. 9.

Finalmente, el puntaje ponderado de los correspondientes criterios considerados es equivalente al vector de pesos $\hat{w}$ presentado:

Puntaje ponderado de los correspondientes criterios de evaluación del TGI.

Criterio	Peso
a	0,42
b	0,08
c	0,42
d	0,08

I.2 MATRIZ DE SELECCIÓN FINAL

Matriz de ponderación de criterios (R) orientada a la selección del mejor esquema para cada caso de estudio: TGI y TGII

I.2.1 Estimación del puntaje ponderado de los criterios de selección final

La matriz de ponderación de criterios (R), se puede observar a continuación:

Selección del mejor esquema: matriz de ponderación de criterios (R).

	III.6.1.1	III.6.1.2	III.6.1.3	III.6.1.4	III.6.1.5	III.6.1.6	III.6.1.7
III.6.1.1	1	3	3	3	5	3	3
III.6.1.2	1/3	1	1	1	3	1	1
III.6.1.3	1/3	1	1	1	3	1	1
III.6.1.4	1/3	1	1	1	3	1	1
III.6.1.5	1/5	1/3	1/3	1/3	1	1/3	1/3
III.6.1.6	1/3	1	1	1	3	1	1
III.6.1.7	1/3	1	1	1	3	1	1

Luego, de la división de cada elemento de la columna j-ésima por la suma de todos los elementos de dicha columna se obtiene la matriz normalizada (R_{Norm}):

Selección del mejor esquema: matriz R normalizada (R_{Norm}).

	III.6.1.1	III.6.1.2	III.6.1.3	III.6.1.4	III.6.1.5	III.6.1.6	III.6.1.7
III.6.1.1	0,35	0,36	0,36	0,36	0,24	0,36	0,36
III.6.1.2	0,12	0,12	0,12	0,12	0,14	0,12	0,12
III.6.1.3	0,12	0,12	0,12	0,12	0,14	0,12	0,12
III.6.1.4	0,12	0,12	0,12	0,12	0,14	0,12	0,12
III.6.1.5	0,07	0,04	0,04	0,04	0,05	0,04	0,04
III.6.1.6	0,12	0,12	0,12	0,12	0,14	0,12	0,12
III.6.1.7	0,12	0,12	0,12	0,12	0,14	0,12	0,12

El vector de pesos ($\hat{w}$) resultante del promedio de cada fila de la matriz normalizada (R_{Norm}) se muestra a continuación:

Selección del mejor esquema: vector de pesos ($\hat{w}$) o vector de prioridades.

$\hat{w}$
0,34
0,12
0,12
0,12
0,05
0,12
0,12

I.2.2 Comprobación de los juicios

Los resultados de la comprobación de la consistencia de los juicios, se presentan a continuación:

El vector columna resultante de la multiplicación de la matriz de ponderación de criterios (R) por el vector de pesos $\hat{w}$, se muestra a continuación:

Selección del mejor esquema: vector columna ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$).

$\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$
2,41
0,86
0,86
0,86
0,32
0,86
0,86

De la división de cada componente del vector columna ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w}$) por las del vector de pesos $\hat{w}$, se obtiene el vector columna formado por los valores propios de la matriz de ponderación de criterios ($\lambda_{\max} \cdot \hat{w} / \hat{w}$):

Selección del mejor esquema: vector de valores propios de la matriz R.

$\lambda_{\max} \cdot \hat{w} / \hat{w}$
7,06
7,03
7,03
7,03
7,02
7,03
7,03

El promedio de los valores del vector $\lambda_{\max} \cdot \hat{w}/\hat{w}$, corresponden al valor de $\lambda_{\max}$, equivalente a 7,04, por lo que el índice de consistencia (IC) resulta ser:

$$IC = \frac{\lambda_{\max} - n}{n - 1} = \frac{7,04 - 7}{7 - 1} = 0,0060$$

Luego, el valor del índice de consistencia aleatorio (IA), para una matriz de dimensión $n = 7$, de acuerdo a la Tabla Nro. 8 es equivalente a 1,341.

El cociente entre el índice de consistencia (IC) y el índice de consistencia aleatorio (IA) resulta ser:

$$RC = \frac{0,0060}{1,341} = 0,0045$$

El valor de la razón de consistencia (RC) es menor a 0,10 ($RC \leq 0,10$), por lo que la matriz de ponderación de criterios (R) mostrada, tiene una inconsistencia admisible, lo que significa que se la considera consistente y el vector de pesos obtenidos se admite como válido según la Tabla Nro. 9.

Finalmente, el puntaje ponderado de los correspondientes criterios considerados es equivalente al vector de pesos $\hat{w}$ presentado:

Selección del mejor esquema: puntaje ponderado de los criterios.

Criterio	Peso
III.6.1.1	0,34
III.6.1.2	0,12
III.6.1.3	0,12
III.6.1.4	0,12
III.6.1.5	0,05
III.6.1.6	0,12
III.6.1.7	0,12
Total	1,00