

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA
GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE
PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Vásquez T., Belén M.,
Para optar al Título
de Ingeniera Química

Caracas, 2014

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Raúl Páez
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Gerardo Núñez

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Vásquez T., Belén M.,
Para optar al Título
de Ingeniera Química

Caracas, 2014

Caracas, Octubre de 2014.

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Br. Belén Monserrat Vásquez Torrealba, titulado:

“APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al título de Ingeniera Química, y sin que esto signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**.

 Prof. Johnny Casanova Jurado		 Prof. Andrés Rosales Jurado
 Prof. Raúl Páez Tutor Académico		 Ing. Gerardo Núñez Tutor Industrial

DEDICATORIA

Este Trabajo Especial de Grado me lo dedico a mí misma, porque nadie más que yo sabe por las tantas dificultades que pase para llegar hasta donde estoy. Como siempre he dicho, el que quiere puede no importando de donde vengas.

Por supuesto se lo dedico a mis padres, dos personas a las que amo y admiro mucho, por estar siempre allí conmigo en las buenas y malas, por brindarme su cariño incondicional y por ser el motor que me motiva a superarme cada día más.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco primeramente a mi Dios, por permitirme alcanzar una de mis metas más anheladas, el ser toda una ingeniería. Siempre digo y diré “Dios Concede la Victoria a la Constancia”.

Agradezco enormemente a los dos seres más importantes de mi vida “Mis padres” Héctor y Enoe, que son y serán siempre mi fortaleza, mi orgullo, mi alegría y mis ganas de seguir siempre adelante, cumpliendo mis sueños y ayudándome en alcanzarlos. Los amo demasiado.

A la Universidad Central de Venezuela. La Mejor casa de estudios, por haberme formado de grandes aprendizajes durante estos años. Feliz y orgullosa de ser ucevista.

Agradezco al chinchu e Ing. David Peña, por su colaboración brindada durante toda mi carrera universitaria, de ti aprendí muchísimas cosas que hasta ahora me han ayudado a enfrentar momentos muy difíciles. Muchas Graciassss☺.

A mis familiares más cercanos (primis, abues, tías) que siempre han estado pendiente de mí, brindándome su apoyo y cariño sincero.

A mis amigos y compañeros de estudios, Kareem, Anabel, Kevin, Hilmar, Sarah y en especial a Luis Rodríguez por haber compartido tantos momentos de estudio hasta alcanzar nuestra anhelada meta. Ya no te molesto más Luisssssssssssss.

Agradezco enormemente al Prof. Humberto Kum por su apoyo durante mi carrera. Aprendí muchísimo de usted, y siempre digo que es y será el mejor profesor que ha tenido la escuela de Ingeniería Química. Gracias por todo☺.

También agradezco a los profesores de la escuela: Johliny, YEYO, Edgar Chacón, Andrés Rosales, Johnny Vásquez, Adriana García, por haberme brindado su apoyo y conocimientos durante mi carrera, a todos gracias.

Agradezco al Ing. Gerardo Núñez, tutor industrial de mi Tesis de Grado, por sus incontables horas de dedicación que tuvo para la realización de este trabajo. Fue un excelente tutor, de usted aprendí muchísimo. Gracias.

También agradezco al Ing. Raúl Páez por su colaboración en la ejecución de este trabajo.

Y agradezco a todas aquellas personas que de algún modo u otro, me han acompañado en este camino, brindándome su apoyo sincero.

Que éste sea uno de tantos triunfos obtenidos durante mi carrera profesional, Amén.

Vásquez T., Belén M.

APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA

Tutor académico: Prof. Raúl Páez. Tutor industrial: Ing. Gerardo Núñez.

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

Año 2014, 158 pp.

Palabras claves: Crudo Extrapesado, Faja Petrolífera del Orinoco, Coque, Gasificación, Gas de síntesis, Energía, Productos Petroquímicos.

Resumen. En este Trabajo Especial de Grado, se 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, 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 ello se establecieron tres escenarios con diferentes configuraciones de unidades de proceso, en las que se engloban: Preparación y gasificación del coque de petróleo, conversión de CO, tratamientos de gases ácidos empleando como solvente químico DEA y MDEA respectivamente, PSA (*Pressure Swing Adsorption*), SRU (*Sulfur Recovery Unit*), generación de energía eléctrica, síntesis de metanol, amoníaco y urea. Para cada escenario se evaluaron 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 Procesos; 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%p) e H₂ (32%p). Todos los escenarios resultaron ser autosuficiente con respecto a los requerimientos energéticos, generando además grandes cantidades de vapor que fueron distribuidas a las unidades que requerían de este servicio industrial. Por otro lado, la producción de metanol se vió favorecida en cada uno de los escenarios, reportándose en: 8.497; 5.648 y 4.815 TM/día respectivamente. La producción de amoníaco y urea fue afectada por el alto flujo de gas desviado desde la unidad PSA hacia la síntesis de metanol, debido al cumplimiento de los requerimientos exigidos por la relación de H₂/CO. Como recomendación principal se sugiere realizar el análisis económico para evaluar el impacto y la sensibilidad de un proyecto de este tipo con el precio del coque.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
I.2 ANTECEDENTES.....	5
I.3 OBJETIVOS.....	6
I.3.1 Objetivo General.....	7
I.3.2 Objetivos Específicos.....	7
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	8
II.1 CRUDOS PESADOS Y EXTRAPESADOS.....	8
II.1.2 Esquema de Mejoramiento de Crudos Extrapesados.....	10
II.2 COQUE.....	10
II.2.1 Tipos de Procesos de Coquificación.....	11
II.3 GASIFICACIÓN DE COQUE DE PETRÓLEO.....	15
II.4 TERMODINÁMICA DE LA GASIFICACIÓN.....	15
II.4.1 Secado.....	16
II.4.1.2 Desvolatilización/pirolisis.....	16
II.4.1.3 Gasificación.....	16
II.5 PROCESOS DE GASIFICACIÓN.....	19
II.5.1 Gasificadores de Lecho Fijo.....	20
II.5.2 Gasificadores de Lecho Fluidizado.....	21
II.5.3 Gasificadores de Flujo Arrastrado.....	22
II.6 PRODUCTOS GENERADOS EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN.....	24
II.6.1 Ciclo Combinado con Gasificación Integrada.....	24
II.6.2 Producción de productos petroquímicos.....	25
II.6.2.1 Hidrógeno.....	26
II.6.2.2 Metanol.....	26
II.6.2.3 Amoníaco.....	27
II.6.2.4 Urea.....	28
II.7 TECNOLOGÍAS AUXILIARES EMPLEADAS EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN.....	28
II.7.1 Fraccionamiento de Aire.....	28
II.7.2 Reactores de Conversión Agua-Gas (<i>Shift</i> Conversión).....	29

II.7.3	Tratamiento de Gases Ácidos.....	29
II.7.4	Purificación de Hidrógeno	31
II.7.5	Recuperación de Azufre.....	32
	CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO	34
III.1	PLANTEAMIENTO DEL ESQUEMA DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	35
III.2	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL GASIFICADOR DE COQUE DE PETRÓLEO.....	35
III.3	OBTENCIÓN DE LAS CAPACIDADES DE CADA UNA DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS INDUSTRIALES.....	39
III.5	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA UNIDAD DE GENERACIÓN DE POTENCIA	49
III.6	DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	51
III.7	UBICACIÓN DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	52
III.8	PLOT-PLAN PRELIMINAR DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	53
	CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	56
IV.1	PLANTEAMIENTO DEL ESQUEMA DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	56
IV.2	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL GASIFICADOR DE COQUE DE PETRÓLEO.....	59
IV.2	CAPACIDADES DE CADA UNA DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS INDUSTRIALES	62
IV.4	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA UNIDAD DE GENERACIÓN DE POTENCIA Y VAPOR	68
IV.7	UBICACIÓN DEL COMPLEJO INDUSTRIAL	72
IV.8	PLOT-PLANT PRELIMINAR DEL COMPLEJO INDUSTRIAL.....	74
	CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	75
V.1	CONCLUSIONES	75
V.2	RECOMENDACIONES	77
	BIBLIOGRAFÍA	78
	APÉNDICES	83
	APÉNDICE A. Esquemas del complejo industrial propuesto para los diferentes escenarios.....	83
	APÉNDICE C. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario I.	97

APÉNDICE C.2. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario II.	110
APÉNDICE C.3. Balance de masa y energía obtenido para el escenario II.	116
APÉNDICE C.4. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario III.	123
APÉNDICE C.5. Balance de masa y energía obtenido para el escenario III.	127
APÉNDICE D. Matriz de Selección para la ubicación del complejo Industrial.	131
APÉNDICE E. Plot-Plant del complejo industrial, establecido para cada uno de los escenarios.	135
APÉNDICE E.1. Capacidad de las unidades empleadas para cada uno los escenarios.	138
APÉNDICE F. Diagramas de las simulaciones realizadas en el Trabajo Especial de Grado.	140

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°. 1. Diagrama de Flujo simplificado de coquificación retardada (Bohórquez, 2009).	12
Figura N°. 2. Proceso de flexicoquificación (Kum, 2013b).	13
Figura N°. 3. Unidad de coquificación fluidizada (Kum, 2013b).	15
Figura N°. 4. Modelo de gasificador de lecho fijo tipo <i>Sasol-Lurgi</i> (Bell, 2011).	20
Figura N°. 5. Modelo de gasificador de lecho fluidizado de tipo <i>U-Gas</i> (Tecnología de gasificación) (Commercial Gasifiers, 2009).	22
Figura N°. 6. Gasificador de flujo arrastrado (Commercial Gasifiers, 2009).	23
Figura N°. 7. Aplicaciones de la gasificación (Gasification & Syngas Generation, 2013).	24
Figura N°. 8. Aplicaciones típicas para las tecnologías de endulzamiento de gas (OPICA, 2009).	31
Figura N°. 9. Diagrama descriptivo de la metodología realizada.	34
Figura N°. 10. Zonas de reacción de un gasificador (Castells y Velo, 2012).	38
Figura N°. 11. Secuencia de los reactores que conformaron la simulación del gasificador de coque de petróleo.	38
Figura N°. 12. Efecto de la relación de vapor de H_2O/CO y la temperatura en la conversión de CO (Haldor Topsoe, 2009).	43
Figura N°. 13. Configuración del ciclo de potencia en ThermoFlow®.	50
Figura N°. 14. Efecto en las composiciones del gas de síntesis, de acuerdo al tipo de gasificador implementado (Abad, 2003).	61
Figura N°. 15. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario I.	83
Figura N°. 16. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario II.	84
Figura N°. 17. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario III.	85
Figura N°. 18. Esquema del sistema de generación de vapor (Alta-Media).	96
Figura N°. 19. Unidad de gasificación de coque de petróleo y recuperación de Calor.	140
Figura N°. 20. Unidad de Conversión de alta-baja temperatura.	141

Figura N°. 21. Unidad de conversión de baja temperatura.	142
Figura N°. 22. Unidad tratamiento de gas I.....	143
Figura N°. 23. Unidad tratamiento de gas II.	144

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N°. 1. Tipos de crudos de acuerdo a su gravedad API (PDVSA, 2005).	8
Tabla N°. 2. Componentes de los crudos pesados (P) y extrapesados (XP) de la Faja Petrolífera del Orinoco (Páez, 2013a).....	9
Tabla N°. 3.Composición aproximada del gas obtenido en función del agente gasificante utilizado (Torrealba, 2004).	19
Tabla N°. 4. Análisis último realizado al coque tipo esponja proveniente del complejo industrial Jose	36
Tabla N°. 5.Estimados de la recirculación de aminas y regeneración de energía para el diseño de NREL (National Rewable Energy Laboratory, 2009).	42
Tabla N°. 6.Balance de masa y energía de las unidades de preparación y gasificación del coque de petróleo.	60
Tabla N°. 7.Resultados del balance de masa para la unidad de metanol.	63
Tabla N°. 8.Resultados del balance de masa para la unidad de Amoníaco.	64
Tabla N°. 9.Resultados del balance de masa en la unidad de Urea.	65
Tabla N°. 10.Resultados del balance de masa obtenido en la unidad de <i>SRU</i> , para cada uno de los escenarios propuestos.....	66
Tabla N°. 11.Resultados del balance de masa para la unidad de separación de aire en cada uno de los escenarios.	67
Tabla N°. 12.Resultados del balance de masa y energía en la unidad de generación de energía eléctrica para cada uno de los escenarios.....	68
Tabla N°. 13.Resultados de la matriz de selección para la ubicación del complejo industrial.....	73
Tabla N°. 14.Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario I.	86
Tabla N°. 15.Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario II.....	89
Tabla N°. 16.Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario III.....	91

Tabla N°. 17. Asignación por peso para cada parámetro evaluado.....	131
Tabla N°. 18. Evaluación de disponibilidad de la materia prima en las alternativas evaluadas.	132
Tabla N°. 19. Evaluación del mercadeo en las alternativas evaluadas.	132
Tabla N°. 20. Evaluación de la disponibilidad de la energía eléctrica en las alternativas evaluadas.	133
Tabla N°. 21. Evaluación de las facilidades de transporte en las alternativas evaluadas.	133
Tabla N°. 22. Evaluación del suministro de agua en las alternativas evaluadas.	133
Tabla N°. 23. Evaluación de las características del sitio en las alternativas evaluadas.	134
Tabla N°. 24. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario I.	138
Tabla N°. 25. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario II.	139
Tabla N°. 26. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario III.	139

INTRODUCCIÓN

Actualmente la acumulación del coque proveniente de las unidades de coquificación retardada, se ha venido incrementado notoriamente, especialmente en los patios de almacenamiento de los Complejos Mejoradores de Jose, donde se producen diariamente 15.000 toneladas métricas (Kum, 2013a). Adicionalmente se estima obtener en los nuevos desarrollos de la Faja Petrolífera del Orinoco 30.000 toneladas métricas diarias a las ya existentes (Páez, 2013a).

Este subproducto es utilizado principalmente como combustible para la generación de energía eléctrica. Sin embargo, su baja calidad atribuida al alto contenido de azufre, metales y emisiones, hacen previsible que su comercialización no sea sostenible en el tiempo.

Atendiendo esta problemática para el aprovechamiento y valorización de este subproducto, surge la idea de implementar la tecnología de gasificación como alternativa para la generación de productos petroquímicos a partir del coque de petróleo. Por consiguiente, se planteó como objetivo general en este Trabajo Especial de Grado “Evaluar el desarrollo de un parque industrial en Venezuela, utilizando coque proveniente de los complejos de refinación y mejoramiento de crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, para la producción de gas de síntesis, y generar insumos útiles como materia prima para la manufactura de productos de alto valor comercial”.

Para el desarrollo de este trabajo se establecieron cinco objetivos específicos, el primero comprendió el desarrollo del esquema global del complejo industrial, tomando como punto de partida la gasificación del coque hasta la generación de los productos petroquímicos. Como segundo objetivo se procedió a definir las capacidades de cada una de las plantas que conformaron el complejo industrial, determinando las alícuotas de consumo de materias primas, servicios industriales y otros insumos. Seguidamente se determinaron los balances de masa y energía correspondiente a los procesos claves, tales como: la gasificación del coque, síntesis

de metanol, amoníaco y urea. Para el desarrollo del cuarto objetivo se realizaron los distintos Diagramas de Flujo de Procesos para cada unidad del complejo, y por último se estableció la ubicación del complejo industrial, desarrollando además un Plot-Plant preliminar de cada una de las plantas que lo conformaron.

Este trabajo está estructurado de la siguiente manera: Capítulo I, donde se expone el planteamiento del problema, antecedentes y objetivos abordados al inicio de la investigación; Capítulo II, Marco teórico, donde se resaltan los aspectos vinculados al tema principal de estudio “Gasificación del coque de petróleo”; Capítulo III, Marco metodológico, donde se muestra la metodología empleada para desarrollar los objetivos del trabajo; Capítulo IV, Resultados y Discusión de Resultados; Capítulo V, Conclusiones y Recomendaciones, y finalmente la Bibliografía y Apéndices respectivamente.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Venezuela cuenta con una gran reserva de crudos pesados y extrapesados estimada en 298.400 millones de barriles recuperables (Páez, 2013a), los cuales se han venido explotando y procesando para la producción de crudos mejorados de un amplio rango de calidades que se colocan en el mercado internacional. En los procesos utilizados para el mejoramiento del crudo extrapesado se utiliza la tecnología de coquificación retardada, como proceso de conversión profunda de las fracciones residuales del crudo procesado. Esta tecnología se basa en la extracción de carbón de las fracciones pesadas del crudo mediante procesos de conversión térmica, generando cantidades apreciables de un subproducto de alto contenido de carbón, que es denominado “Coque”. Este subproducto es exportado y utilizado principalmente como combustible para la generación de electricidad como sustituto del carbón natural, ya que el coque posee un poder calorífico más elevado (Páez, 2013a).

En la actualidad, Venezuela cuenta con cuatro mejoradores de crudos pesados, ubicados en la zona oriental del país. Estos producen cantidades de coque estimadas en 15.000 toneladas métricas diarias que son despachadas a varios destinos internacionales (Kum, 2013a). Adicionalmente, dos de las refinerías localizadas en la Península de Paraguaná, producen cantidades importantes de coque, como subproducto del procesamiento de crudos livianos-medianos, estimándose en un volumen de 5.000 toneladas métricas diarias (Kum, 2013a).

Con los nuevos desarrollos para la explotación de la Faja Petrolífera del Orinoco, se tiene contemplado la instalación de siete nuevos mejoradores de crudo pesado que operarán en las áreas cercanas de producción de la Faja Petrolífera. Estos nuevos mejoradores contemplarán la utilización de los mismos esquemas de mejoramiento y refinación que se emplean en la actualidad, estimándose una producción de unas 30.000 toneladas métricas diarias adicionales a las ya existentes (Páez, 2013a).

El problema de comercializar estas grandes cantidades de coque proveniente de los crudos pesados venezolanos es que poseen un alto contenido de azufre y metales, además de una alta dureza expresada por el índice de *Grove* ($HGI < 60$) (Páez, 2013b), lo que lo hace menos competitivo, al compararlo con el coque proveniente de otras partes del mundo como los crudos dulces-livianos tipo *Shale oils*, livianos africanos y del Mar del Norte, así como el obtenido del procesamiento de crudos medianos o pesados árabes, entre otros. Por otro lado, existen presiones internacionales para reducir la emisión de gases que fomenten el efecto invernadero, por lo que no es descartable que se promuevan regulaciones ambientales más restrictivas que limiten el uso del coque como combustible en función del grado de emisiones que produzca. Estas consideraciones pudieran poner en riesgo la comercialización de grandes volúmenes de coque de baja calidad.

Por cada una de las razones mencionadas anteriormente, es importante iniciar acciones tendientes a encontrar soluciones a este problema y desarrollar planes de acción a mediano y largo plazo. En el contexto de atender esta problemática y proponer estrategias para desarrollar la industria “aguas abajo” de la actividad petrolera, se propone como esquema, utilizar el coque como materia prima para la manufactura de productos petroquímicos, generación de electricidad y vapor.

El procesamiento se realiza mediante la quema controlada de coque para la generación del denominado “gas de síntesis”, el cual es posteriormente convertido en productos químicos y petroquímicos de alto valor y demanda comercial en el mercado internacional. Además de la manufactura de los productos petroquímicos se plantea de forma colateral la producción de energía eléctrica para suplir los requerimientos del desarrollo industrial y de exportación.

La propuesta presentada permite configurar una vía de disposición de este subproducto generado en los mejoradores de crudo y refinerías, y al mismo tiempo se puede resolver un potencial problema ambiental con la opción que pueda contribuir al desarrollo del parque industrial venezolano, especialmente el de la industria química y petroquímica, el cual necesita de un importante impulso para su desarrollo.

Este trabajo busca evaluar los aspectos técnicos para el desarrollo de un esquema de aprovechamiento del coque y la generación de productos químicos y petroquímicos que puedan ser exportados al mercado internacional. En la evaluación se analizaron los esquemas de procesos y se combinaron distintas experiencias, tecnologías conocidas y aplicables en el aprovechamiento del coque.

I.2 ANTECEDENTES

Esta sección comprende una revisión de los aspectos más resaltantes de algunos trabajos previos al tema de estudio, expuestos por los siguientes autores:

Klein y Themelis (2003) estudiaron la recuperación de energía a partir de desechos municipales empleando la vía de gasificación. En este trabajo se elaboró un análisis muy detallado sobre la tecnología de gasificación de coque de petróleo, haciendo énfasis en los distintos reactores, y en una de sus aplicaciones como la “generación de energía eléctrica”, además se abordaron los aspectos positivos al implementar el aprovechamiento del coque, como un análisis económico que incluía la utilización de las tecnologías de gasificación y energía eléctrica. Estos resultados ofrecieron un soporte al momento de comparar las composiciones del gas de síntesis con el gasificador que más se acople a los del mercado.

Netzer et al. (2006) desarrollaron un estudio sobre la integración de un complejo de procesamiento de bitumen en Alberta, para la producción de productos refinados de alto valor comercial, tales como diesel, kerosene, gasolina y la producción de energía eléctrica que supliría partes de su producción. Esta información resultó beneficiosa al momento de abordar algunos aspectos del tema de estudio, tales como: comparación de los procesos implementados (gasificación y tratamiento del gas ácido) y alícuotas de algunos consumos en servicios industriales.

Caro y Rueda (2007) desarrollaron el modelo y simulación de un gasificador de carbón para la obtención de hidrógeno. Con esta simulación se logró obtener las composiciones típicas del gas de síntesis a la salida de un gasificador, pudiéndose comparar estas composiciones con las tecnologías de gasificación ya existentes. Esta simulación se elaboró con la herramienta computacional HYSYS®. Este modelo se

usó como referencia al momento de iniciar la simulación en el gasificador de coque de petróleo, se tomaron aspectos claves como: la caracterización del compuesto hipotético y preparación del lodo de coque.

Da Silva, Ferreira, Neira, Matas, Brandt (2008) realizaron un estudio sobre las alternativas de generación eléctrica utilizando el coque de petróleo como fuente de energía, allí se consideraron tres tecnologías, una de ellas fue la planta de ciclo combinado con gasificación integrada. Para la evaluación de las diferentes alternativas se tomaron en cuenta aspectos técnicos, financieros y económicos. Los resultados indicaron que la tecnología que mejor se adapta a los criterios evaluados fue la gasificación de coque de petróleo integrada a un ciclo combinado, esta información proporcionó una referencia al momento de analizar los resultados con respecto a la preferencia en que se inclinaban los productos obtenidos en cada escenario, siendo la energía eléctrica la más resaltante y favorecida en los distintos escenarios.

Bohórquez (2009) realizó un estudio sobre la factibilidad de diferentes esquemas de proceso para la producción de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos a partir de la gasificación del coque generado en los mejoradores de Jose. En este estudio se elaboró un análisis muy detallado sobre la gasificación del coque de petróleo, empleando tres casos de estudio, uno de ellos fue la generación de energía eléctrica. Esta información sirvió de gran apoyo en el tema de estudio, debido a que se referenciaron los siguientes aspectos: condiciones del coque procesado en Jose, preparación del lodo de coque, termodinámica de la gasificación, características de los diferentes gasificadores de coque y justificación de la escogencia del gasificador empleado en el tema de estudio.

I.3 OBJETIVOS

En base a la información presentada, en este trabajo de investigación se plantea el siguiente objetivo general y los objetivos específicos.

I.3.1 Objetivo General

Evaluar el desarrollo de un parque industrial en Venezuela, utilizando coque proveniente de los complejos de refinación y mejoramiento de crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, para la producción de gas de síntesis, y generar insumos útiles como materia prima para la manufactura de productos de alto valor comercial.

I.3.2 Objetivos Específicos

- a) Definir el esquema global del complejo industrial a partir de la gasificación de coque, hasta la utilización del gas de síntesis obtenido para la generación de energía eléctrica, hidrógeno y productos petroquímicos.

- b) Definir la capacidad de las unidades que conforman el complejo industrial y determinar las correspondientes alícuotas de consumo de materias primas, servicios industriales y otros insumos.

- c) Realizar los balances de masa y energía correspondientes tanto al proceso de gasificación, como los procesos para la obtención de productos claves como amoníaco, urea y metanol a partir del gas de síntesis.

- d) Elaborar los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) de las distintas unidades que conforman el complejo industrial mencionado anteriormente.

- e) Establecer la ubicación del complejo y desarrollar un “Plot-Plan” preliminar de cada una de las plantas que lo conforman, considerando todos los aspectos de diseño aplicables para la ubicación de las unidades de proceso.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presenta una serie de conceptos teóricos que son necesarios para el entendimiento de los aspectos involucrados en el desarrollo de este proyecto.

II.1 CRUDOS PESADOS Y EXTRAPESADOS

Uno de los factores que caracteriza las propiedades del crudo, es su gravedad API (*American Petroleum Institute*), la cual es una medida utilizada para expresar la densidad del crudo y sus derivados. A continuación se muestra en la tabla N°1 los tipos de crudos, de acuerdo a su gravedad API:

Tabla N°. 1. Tipos de crudos de acuerdo a su gravedad API (PDVSA, 2005).

Crudo	Gravedad API
Crudos Livianos	30-40°
Crudos Medianos	22-29,9°
Crudos Pesados	10-21,9°
Crudos Extrapesados	< 10°

Un crudo extrapesado es aquel cuya densidad medida en términos de gravedad API es menor que 10° API, es decir; es más pesado que el agua, y cuya viscosidad dinámica libre de gas, está por encima de 10.000 cP, a la temperatura del yacimiento y a presión atmosférica (Kum, 2013a).

Los crudos pesados y extrapesados, poseen dos características composicionales vinculadas entre sí, las cuales son:

1. Alto contenido de residuos cuando se destilan hasta 360°C.
2. Alto contenido de componentes que deben ser disminuidos o extraídos para mitigar sus efectos sobre la contaminación ambiental. Ver tabla N°2.

Tabla N°. 2. Componentes de los crudos pesados (P) y extrapesados (XP) de la Faja Petrolífera del Orinoco (Páez, 2013a).

Componente	Rango
Azufre, %p	3 - 5
Nitrógeno, %p	0 - 1
Vanadio, ppm	300 - 600
Níquel, ppm	50 - 100
Asfaltenos, %p	6 - 10
Carbón Conradson, %p	18-25

El alto contenido de estos componentes afecta el precio de venta del crudo debido al costo de remoción en que debe incurrir la refinería que adquiere este tipo de crudos. G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L (2009) mencionan que algunos de los efectos y productos que podrían generar estos crudos en las refinерías, son los siguientes:

- Azufre.
- Todo crudo con más de 1,5% de S es considerado como causante de contaminación y corrosión.
- Ácidos orgánicos.
- Nitrógeno.
- Metales (vanadio, níquel, hierro).
- Contaminación (NO)_x.
- Corrosión a altas temperaturas.
- Asfaltenos y Carbón Conradson elevados: Formación de coque en equipos de proceso, deposición de coque en catalizadores y calentadores, inestabilidad de productos de conversión.
- Depósitos en intercambiadores y hornos, corrosión e incrustación.

II.1.2 Esquema de Mejoramiento de Crudos Extrapesados

Es el conjunto de instalaciones para el procesamiento de un crudo pesado o extrapesado con la finalidad de convertirlo en un crudo de mejor calidad, “transportable y refinable”, es decir; que posea propiedades adecuadas para ser transportado de manera efectiva y a bajo costo, para su posterior procesamiento o mercadeo.

En los mejoradores de crudo se modifican las características físico-químicas tales como: gravedad API, viscosidad, contenido de metales y azufre. Se desea que el crudo contenga la mayor cantidad de destilados y el menor contenido de fracciones residuales y de contaminantes, de manera que pueda ser procesado en una refinería convencional (Kum, 2013a).

Los mejoradores de crudo pesado utilizan procesos de conversión con tecnología de coquificación retardada (*Delayed Coking*) para disminuir las fracciones pesadas o residuales e hidrotratamiento para tratar los destilados. Esto permite transformar un crudo extrapesado de 7-8°API en un crudo mejorado con bajo contenido de azufre de 25-32°API. Los cortes de productos de la unidad de coquificación retardada junto a las fracciones de las unidades de destilación pueden ser mezclados y alimentados a las unidades de hidrotratamiento para reducir el contenido de azufre, nitrógeno y mejorar las propiedades de varios productos y fracciones tales como el kerosene y el diesel.

II.2 COQUE

Sustancia sólida de color negro constituida principalmente por carbono (>94% en peso) y resultante del craqueo térmico de un crudo o de cualquier fracción derivada de este (Kum, 2013b). El coque obtenido de las diferentes unidades de coquificación, concentran en gran parte los componentes originales de la alimentación, principalmente azufre y los metales V y Ni (Kum, 2013b).

Existen diversos tipos de coque, los cuales varía sus propiedades de acuerdo al tipo de proceso de conversión implementado. Específicamente en el proceso de coquificación

retardada, se generan tres tipos de coque, los cuales son presentados a continuación (Kum, 2013a).

- **Coque tipo esponja** (*Sponge Coke*): es de estructura amorfa y tiene alta porosidad, el mismo se genera con mayor frecuencia en las unidades de coquificación retardada.
- **Coque tipo perdigón** (*Shot Coke*): se produce cuando la alimentación tiene alto contenido de asfáltenos. Es un coque de forma esférica y muy poco poroso, por lo cual causa muchos problemas operacionales por su alta dureza.
- **Coque tipo aguja** (*Needle Coke*): se forma a partir de la polimerización de aromáticos. Este tipo de coque es muy denso y posee una estructura cristalina definida de alto valor comercial.

II.2.1 Tipos de Procesos de Coquificación

A continuación se presentan los principales procesos de coquificación empleadas en la unidad de conversión profunda.

➤ Coquificación Retardada

La coquificación retardada (*Delayed Coking*) es un proceso cíclico por cargas de rechazo de carbón a través de craqueo térmico que consiste en hacer pasar una carga proveniente de residuo de vacío o atmosférico por un horno donde su temperatura se incrementa a un corto tiempo de residencia, esto con la finalidad de evitar la formación significativa de coque en los tubos de los mismos.

Al salir del horno, pasa en sentido ascendente a un reactor (tambor), donde se mantienen en un tiempo necesario para que se produzca la coquificación, es por ello el término de coquificación retardada, allí ocurren una serie de reacciones de craqueo térmico con la formación de gases, líquidos y coque.

Esto ocurre hasta que el tambor se llene con el coque, por lo que debe ser puesto fuera de servicio, para su remoción, mientras que a su vez se pone en servicio otro tambor vacío para reiniciar el ciclo.

Los gases producidos son removidos por el tope de los tambores y seguidamente son llevados a una columna fraccionadora, mientras que el coque removido de los

tambores es depositado en un patio de almacenaje, hasta acumular suficiente volumen que permita su venta.

En la figura N°1 se muestra un esquema simplificado del proceso de coquificación retardada.

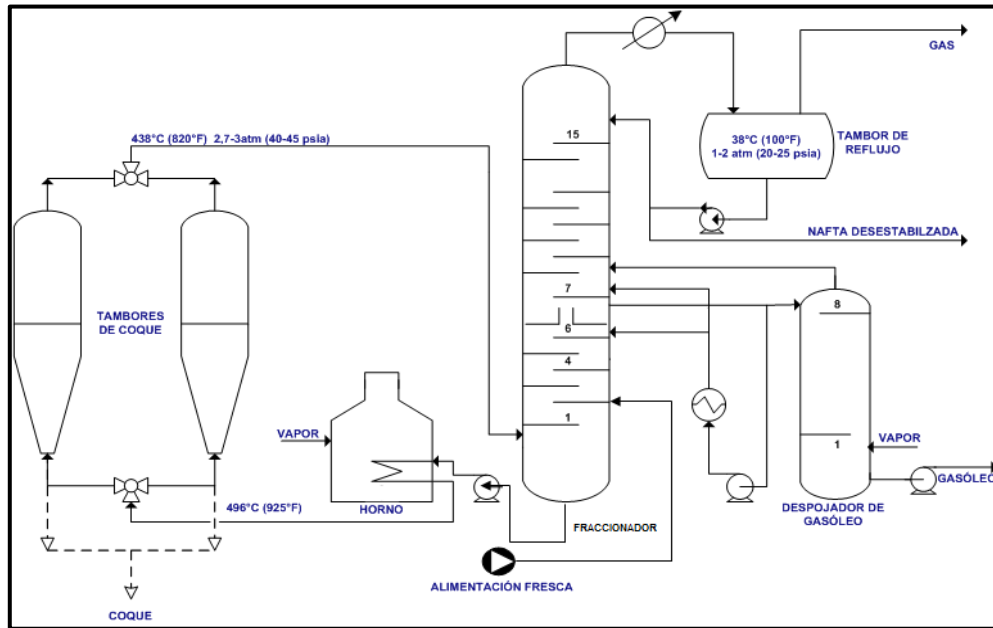


Figura N°. 1. Diagrama de Flujo simplificado de coquificación retardada (Bohórquez, 2009).

Cabe destacar que esta tecnología es aplicada en todas las refinerías, generando como uno de los subproductos el “coque”, el cual puede ser aprovechado para generar gas de síntesis y posteriormente convertirlo en energía eléctrica, productos petroquímicos y combustibles.

➤ Flexicoquificación

Tecnología de coquificación en modo continuo, basada en la operación de lecho fluidizado, capaz de convertir hasta un 99% p de la fracción residual en livianos más valiosos: naftas, destilados y gasóleos (Kum, 2013b).

Esta tecnología se basa en la combinación de tres aspectos claves de proceso:

1. Desintegración o craqueo térmico de hidrocarburos.
2. Gasificación del carbono (Coque).
3. Operación en lecho fluidizado/continuidad operacional.

La alimentación del proceso puede ser un residuo de vacío, un asfalto o un bitumen, y se diferencia de los demás procesos de rechazo de carbón en que todo el coque producido se alimenta a la unidad de gasificación, generando un gas combustible “Flexigas” de bajo poder calorífico.

A continuación se presenta la figura N°2, donde se muestra de manera general el diagrama de flujo de proceso.

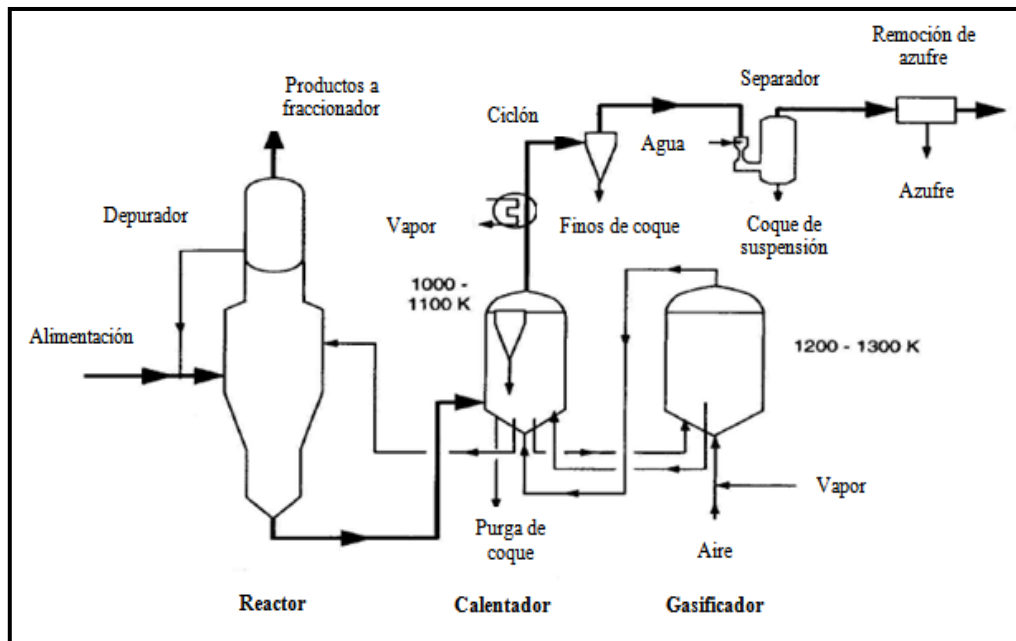


Figura N°. 2. Proceso de flexicoquificación (Kum, 2013b).

En este proceso, la alimentación previamente calentada a unos 350-370°C y mezclada con parte del residuo no convertido, es introducida al reactor. En este se incrementa la temperatura, y al tener contacto con el coque proveniente del segundo recipiente denominado calentador, se produce el craqueo térmico de la alimentación.

Como resultado de la desintegración o craqueo de la carga, se generan los productos livianos (vapor) y más coque, el cual se adhiere al lecho fluidizado. Las fracciones livianas generadas, son llevadas a la unidad de despojamiento que se encuentra en el mismo reactor, donde son enfriadas con una corriente que forma parte del producto de fondo de la fraccionadora principal que se recicla en el reactor.

Las fracciones más pesadas se condensan y permanecen en el reactor, mientras que las más livianas pasan por un sistema de ciclones que luego son dirigidas a la

fraccionadora principal, donde son separadas básicamente en gases, naftas y gasóleos. El coque producido en el reactor junto con el que viene del calentador, salen por el fondo del reactor, previamente despojados con vapor para removerle restos de líquidos y fracciones livianas.

El coque del reactor fluye de nuevo al calentador donde se combina e intercambia calor con el coque más caliente que en él se encuentra, y con una corriente de gas (Flexigas) que proviene del gasificador. La porción de coque que no va al reactor, pasa a un gasificador que opera en un régimen fluidizado, donde reacciona con una mezcla aire-vapor, generando el Flexigas. Este gas pasa del gasificador al calentador para calentar el coque que viene desde el reactor. El gas es finalmente llevado a un sistema de ciclones y luego es mezclado con gas de refinería para ser usado como combustible.

➤ Coquificación Fluidizada

La coquificación fluidizada toma lugar bajo condiciones aún más severas que las de coquificación retardada ($T=482-566^{\circ}\text{C}$ y $P=10$ Psig), generando un rendimiento del coque $<33\%$ (Kum, 2013b).

Mientras que la coquificación fluidizada se quema solo el coque suficiente para cubrir los requerimientos energéticos del proceso, en flexicoquificación se quema prácticamente todo el coque, quedando un rendimiento neto de tan solo el 2% (Kum, 2013b).

Dada las características de la coquificación fluidizada, esta requiere de tan solo dos secciones, comparada con la unidad de flexicoquificación, la misma es presentada en la siguiente figura.

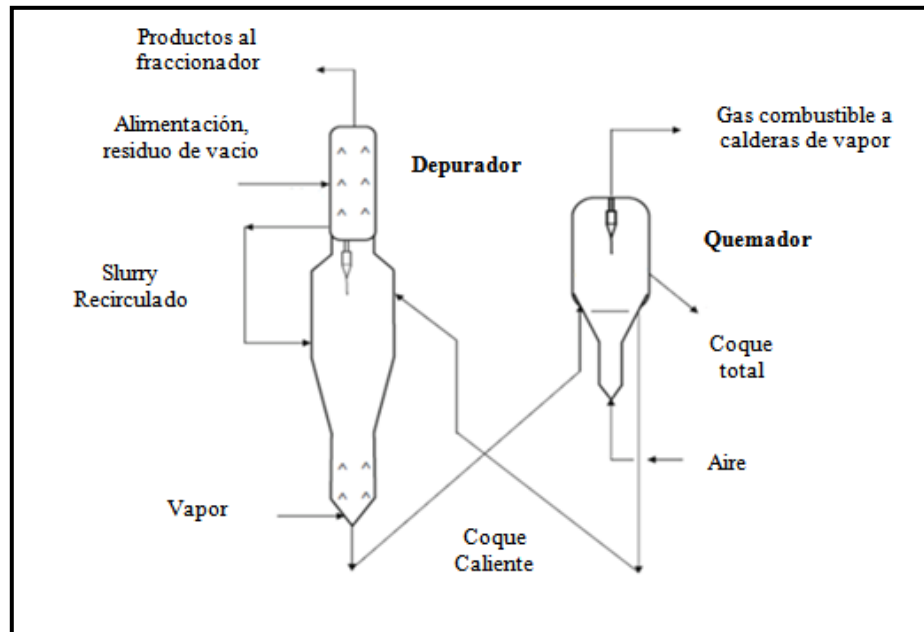


Figura N°. 3. Unidad de coquificación fluidizada (Kum, 2013b).

II.3 GASIFICACIÓN DE COQUE DE PETRÓLEO

El proceso de gasificación consiste en la reacción de un compuesto con alto contenido de carbón con oxígeno, aire o aire enriquecido, para la producción de una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono conocido como gas de síntesis (Hernández, 2004).

Al operar a elevadas temperaturas, disminuyen las concentraciones de H_2O y CO_2 mientras que aumentan las de CO e H_2 . En cambio al aumentar la presión, disminuyen las concentraciones de CO e H_2 , aumenta la de H_2O y apenas varía la de CO_2 . Además en los procesos en que se utiliza bajas temperaturas se producen cantidades apreciables de CH_4 , alquitranes, fenoles y aceites (Torrealba, 2004).

II.4 TERMODINÁMICA DE LA GASIFICACIÓN

La corriente de alimentación que es enviada a la unidad de gasificación, puede experimentar los siguientes procesos físicos, térmicos y químicos de manera secuencial o en paralelo, todo dependerá del tipo de alimentación y reactor que se esté utilizando.

II.4.1 Secado

La primera etapa de la gasificación es el secado, en ella se va incrementando la temperatura de la corriente húmeda, esto logra que el H₂O sea el primer componente en desprenderse (Bohórquez, 2009). A continuación se muestra la reacción que ocurre en esta etapa:



II.4.1.2 Desvolatilización/pirolisis

Tras el secado y calentamiento en la que se desprenden los volátiles, se produce la pirolisis o descomposición térmica del carbón. En este proceso se origina una fracción gaseosa rica en H₂ y un residuo carbonoso “char” (Torrealba, 2004). Este residual sólido “char” está compuesto por materia orgánica e inorgánica y tiene una concentración más alta en carbón que en la alimentación seca.

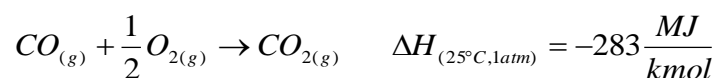
Bohórquez (2009) comenta que la cantidad de materia volátil que sea desprendida en el proceso de gasificación dependerá del calentamiento y tamaño que tengan las partículas en la alimentación, la reacción agua-gas, y por ende la temperatura y presión parcial del vapor de agua.

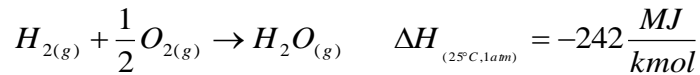
II.4.1.3 Gasificación

En la etapa de gasificación se producen una serie de reacciones simultáneas tanto en paralelo como consecutivas, en cuyo mecanismo de reacción se distinguen dos etapas fundamentales:

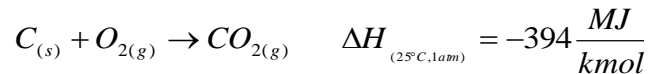
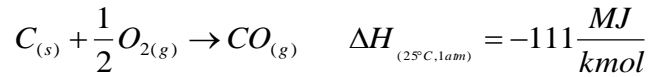
1. Etapa de Combustión

En esta etapa se consume la mayor parte del O₂ que es alimentado al gasificador, las reacciones que toman lugar en esta etapa son exotérmicas y el calor desprendido por ellas es el necesario para promover las reacciones de gasificación. Las reacciones que se mencionan a continuación, son las que toman lugar en la combustión.





Al mismo tiempo el residuo carbonoso reacciona parcialmente con el O₂ no consumido hasta que este se agote.

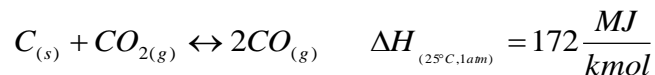


2. Etapa de Gasificación

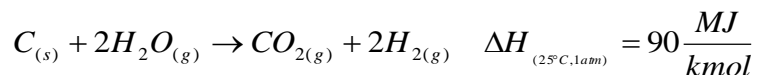
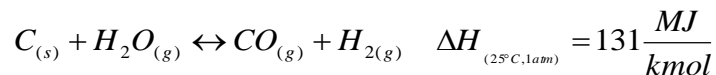
Posterior a la etapa de combustión, después de haberse consumido todo el oxígeno, en la etapa de gasificación se producirán reacciones entre los gases de combustión (CO₂ y H₂O) y los residuos carbonosos, generando CO e H₂.

Las reacciones de gasificación tienen lugar como consecuencia que se alimenta únicamente 1/3 y 1/5 del oxígeno teórico requerido para la combustión total (Torrealba, 2004).

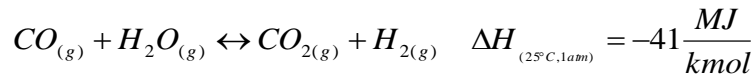
En esta misma etapa se produce una reacción de *Boudouard* que es más lenta que la reacción de combustión $C_{(s)} + O_{2(g)} \rightarrow CO_{2(g)}$, a la misma temperatura en la ausencia de un catalizador.



Las principales reacciones que toman lugar en la etapa de gasificación, son las llamadas reacciones de agua-gas, que son endotérmicas y a su vez son favorecidas a altas presiones y bajas temperaturas.

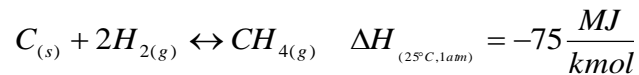


Otra de las reacciones que ocurren y no más importante es la del desplazamiento de agua-gas conocida como *Water-Gas Shift* conversión *CO Shift*, que es de gran interés si la producción de hidrógeno es considerada para plantear un esquema que contemple la gasificación de materiales con alto contenido de carbono (Bohórquez, 2009).

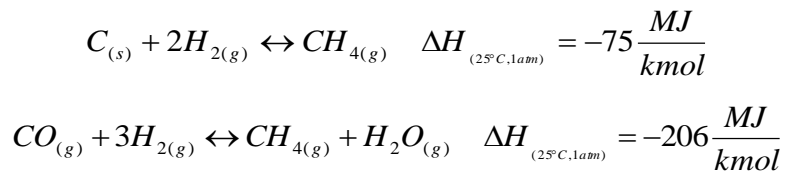


3. Etapa de Metanación

Como última etapa se encuentra la metanación donde se obtienen pequeñas trazas de CH₄. Una de las reacciones donde ocurre la producción de este compuesto es la hidrogasificación, que es muy lenta excepto cuando se emplean altas presiones (Bohórquez, 2009).



También ocurre la reacción de metanación, que se lleva a cabo muy lentamente a bajas temperatura en ausencia de un catalizador.



Haciendo mención con la etapa descrita anteriormente, la formación de este compuesto dependerá del tipo de gasificador que se esté empleando que a su vez posee relación directa con la temperatura de operación, ya que allí depende que sea más, menos o insignificante la formación de este compuesto.

Otro punto importante a considerar es el tipo de agente gasificante, ya que la formación, composición y distribución de los componentes obtenidos en el gas de síntesis dependerán estrechamente del tipo de agente que sea seleccionado.

Este agente puede ser oxígeno, aire, aire enriquecido, vapor de agua, hidrógeno o una mezcla de los mencionados, de manera que al utilizar cualquiera de estos se obtendrá un gas de síntesis con diversas composiciones y diferentes utilidades. A continuación se presenta la tabla N°3, donde se aprecia el efecto al utilizar un tipo de agente gasificante sobre la composición del gas de síntesis.

Tabla N°. 3.Composición aproximada del gas obtenido en función del agente gasificante utilizado (Torrealba, 2004).

Agente Gasificante	PCG (MJ/m ³)	Composición del Gas obtenido						Usos más Comunes
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	<6	16	20	12	2	50	-	Combustible.
Oxígeno	10-20	32	48	15	2	3	-	Combustible.
Vapor de Agua	10-20	50	20	22	6	-		Combustible. Gas de síntesis.
Hidrógeno	>30							Sustituto del gas

Es importante mencionar que la composición final del gas dependerá de las condiciones de presión y temperatura, que a su vez dependerán de los distintos equilibrios que se establecerán según el combustible y agentes gasificantes que se esté empleando.

II.5 PROCESOS DE GASIFICACIÓN

Los tipos de sistemas de gasificación son clasificados en función del régimen de flujo de la unidad de gasificación. Las configuraciones principales son: lecho fijo, lecho fluidizado y flujo arrastrado.

Los ejemplos más antiguos de estos sistemas son los empleados por los procesos de *Lurgi*, *Winkler* y *Koppers-Totzet* (Castells y Velo, 2012). La mayoría de los gasificadores empleados actualmente utilizan modificaciones de los procesos más antiguos. A continuación se presenta la descripción detallada de cada una de las tecnologías de gasificación.

II.5.1 Gasificadores de Lecho Fijo

Es la técnica más antigua y la que posee mayor número de instalaciones industriales, principalmente aplicadas al carbón (Castells y Velo, 2012).

Este tipo de gasificador puede emplear como agente oxidante tanto aire, oxígeno y vapor de agua, que son introducidos por la parte inferior en contracorriente con el sólido que se alimenta en la parte superior del gasificador, operando a temperaturas relativamente bajas. Una de las características más relevantes de este tipo de gasificador, es que el sólido requiere de un troceado y un cribado previo para evitar la alimentación de partículas muy finas que pudiesen ser arrastradas por la corriente gaseosa.

Pertenecen a este tipo de gasificador los siguientes: *Lurgi*, *Wellmann Galusha*, *Woodall Deckham*, *Merc*, *Willputte*, *Fw Stoic*, *BGC Lurgi* (Castells y Velo, 2012).

A continuación se presenta la figura N°4 donde se muestra una representación técnica de este tipo de gasificador, empleado por la patente de *Sasol-Lurgi*.

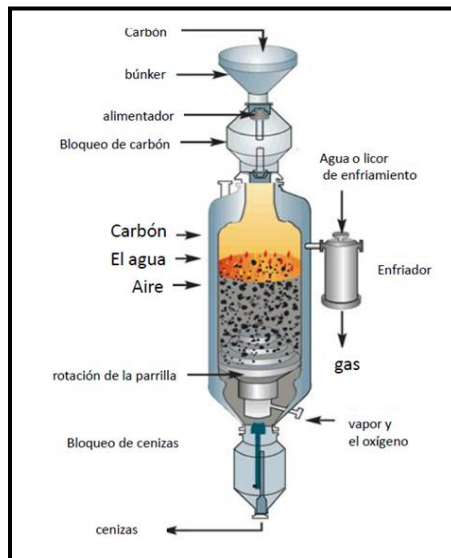


Figura N°. 4. Modelo de gasificador de lecho fijo tipo *Sasol-Lurgi* (Bell, 2011).

II.5.2 Gasificadores de Lecho Fluidizado

Los gasificadores de lecho fluidizado utilizan una alimentación más granulada (0,5-3 mm de diámetro) (Torrealba, 2004). Estos gasificadores emplean retromezcla, y se mezclan de manera eficiente las partículas de carbón de la alimentación con partículas de carbón ya sometidas a la gasificación.

El carbón o coque entra a un lado del reactor, mientras que el vapor y el oxidante entran cerca de la parte inferior con una velocidad suficiente para suspender completamente o fluidizar el lecho del reactor (Commercial Gasifiers, 2009), y las partículas de ceniza y escoria se retiran por debajo del lecho, dando calor al vapor entrante y al gas recirculado. Al inicio, el lecho se calienta externamente antes que se introduzca la materia prima.

Debido a la homogenización de la mezcla dentro del gasificador, una temperatura constante se mantiene en el lecho del reactor.

Normalmente estos gasificadores operan a temperaturas moderadamente altas de manera de consignar una tasa de conversión de carbono aceptable (por ejemplo, 90-95%) y para descomponer la mayor cantidad de alquitranes, aceites, fenoles y otros subproductos líquidos (Commercial Gasifiers, 2009).

Los gasificadores de lecho fluidizado son los más adecuados para los carbones relativamente reactivos, carbones de bajo rango, y otros combustibles como la biomasa.

Entre algunas de las características más relevantes de este tipo de gasificador, se encuentran:

- Flexibilidad de la carga y altas tasas de transferencia de calor.
- Flexibilidad de combustible, este puede gasificar una amplia gama de materias primas.
- Tiene una alta de temperatura moderadamente uniforme, a lo largo del gasificador.
- Posee mayor eficiencia en el enfriamiento del gas al compararse con lecho fijo y flujo arrastrado, pero la conversión del carbono en éste es menor.

Pertenece a este tipo de gasificadores los siguientes: *Winkler*, *CO₂ Acceptor*, *Hygas*, *Synthane*, *Cogas*, *Eron*, *Batelle Unicon Carbide*, *Westinghouse*, *U Gas*, etc (Castells y Velo, 2012).

A continuación se presenta la figura N°5 donde se aprecia una de las tecnologías empleadas en este tipo de gasificador.

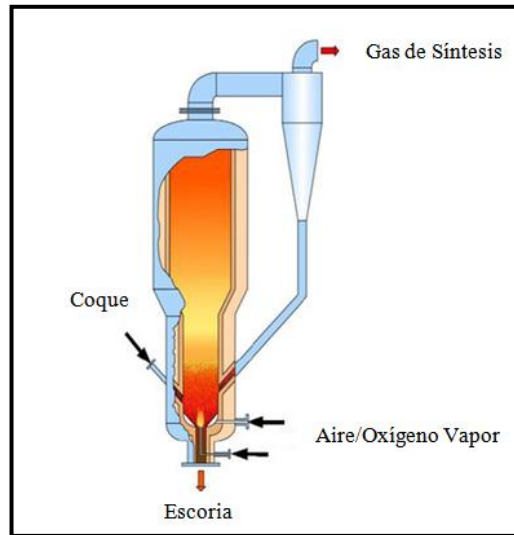


Figura N°. 5. Modelo de gasificador de lecho fluidizado de tipo *U-Gas* (Tecnología de gasificación) (Commercial Gasifiers, 2009).

II.5.3 Gasificadores de Flujo Arrastrado

El sólido finamente pulverizado es introducido en el reactor donde una corriente gaseosa lo arrastra, produciéndose la gasificación de modo casi instantáneo (Castells y Velo, 2012).

Estos gasificadores operan con una alimentación y una corriente de aire en flujo a contracorriente y dentro del lecho, el carbón y los agentes gasificantes fluyen en la misma dirección, con velocidades muy superiores a las que se dan en otros tipos de gasificadores, es por ello que el tiempo de residencia de este proceso es corto (Bohórquez, 2009).

La temperatura de operación de estos gasificadores es muy elevada (1.200-1.800°C), lo que evita la formación de impurezas en el gas. Esta temperatura suele estar por encima del punto de fusión de las cenizas lo que provoca la destrucción total de

alquitranes y aceites. La escoria fundida suele extraerse por la parte inferior del gasificador y la conversión del carbono alimentado es superior al 99% con los gasificadores mencionados anteriormente.

Entre algunas de las características que resaltan en este tipo de gasificador, se tiene (Commercial Gasifiers, 2009):

- Flexibilidad de combustible, este puede aceptar una variedad de materias primas sólidas.
- Requiere de altas cantidades de agentes oxidante.
- Puede utilizar oxígeno o aire, pero la mayoría de las plantas comerciales se utiliza oxígeno.
- Reactor de corto tiempo de residencia.
- Posee la mayor conversión de carbono, pero posee baja eficiencia en el enfriamiento del gas.
- Alto nivel de calor sensible en el gas producto, se requiere la recuperación de calor para mejorar la eficiencia.

Son ejemplos de estos gasificadores: *Koppers Totzek*, *Shell-Koppers*, *Texaco*, *Ruhrgas*, *Combustion Engineering*, *Foster-Wheeler* y *Babcock & Wilcox* (Castells y Velo (2012).

Para entender en detalle esta tecnología de gasificadores de flujo arrastrado, se muestra en la figura N°6 uno de procesos actualmente más empleados *Texaco*.

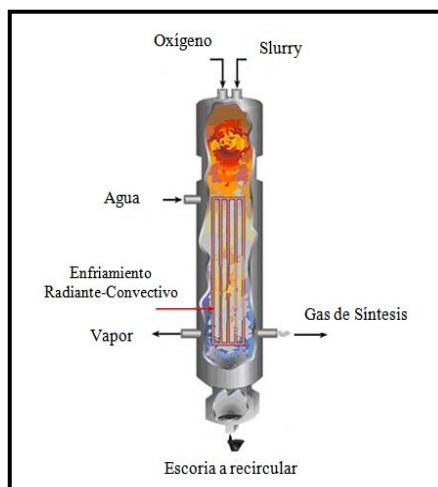


Figura N°. 6. Gasificador de flujo arrastrado (Commercial Gasifiers, 2009).

II.6 PRODUCTOS GENERADOS EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN

El gas obtenido del proceso de gasificación, posee alto contenido en CO e H₂, este puede ser empleado como materia prima para los siguientes procesos:

- Producción de energía empleando la tecnología de ciclos combinados (IGCC).
- Producción de Químicos.
- Metanación, siendo el gas de síntesis sustituto del gas natural.
- Combustibles líquidos vía Fischer-Tropsch.

Cada uno de los procesos mencionados anteriormente, se representan con mayor detalle en la siguiente figura.

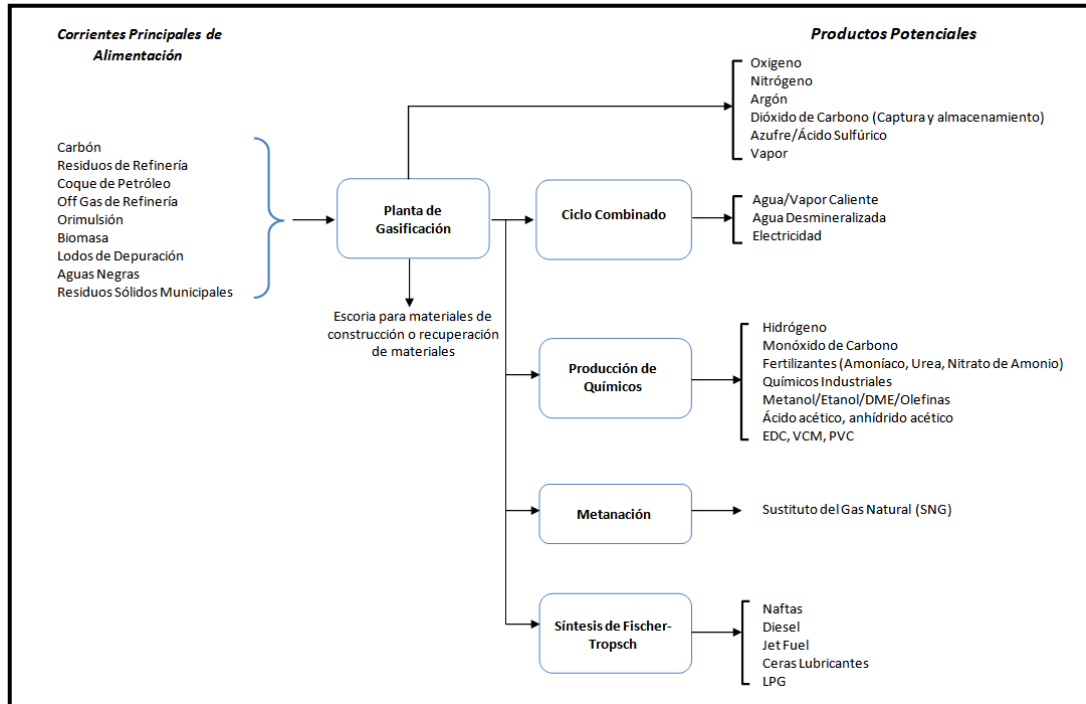


Figura N°. 7. Aplicaciones de la gasificación (Gasification & Syngas Generation, 2013).

A continuación se describen algunas de las aplicaciones mayormente empleadas en la gasificación de coque de petróleo.

II.6.1 Ciclo Combinado con Gasificación Integrada

Si el gas de síntesis obtenido del proceso de gasificación se emplea para producir electricidad, por lo general se utiliza como combustible en un ciclo combinado de

potencia conocido como IGCC. Esta tecnología es la más limpia y eficiente para producir electricidad a partir de carbón, coque y residuos de petróleo (Bohórquez, 2009).

Los ciclos combinados se basan en el acoplamiento de dos ciclos diferentes de producción de energía, uno de turbina de vapor (*Rankine*) y otro de turbina de gas (*Brayton*). El calor generado por uno de ellos, se emplea como fuente de calor para el otro, esto quiere decir que los gases calientes de escape del ciclo de gas entregan la energía necesaria para el funcionamiento del ciclo de vapor acoplado, y a su vez esta energía es trasladada a una caldera de recuperación de calor, donde posteriormente se producirá vapor, seguidamente este vapor se entregará para mover la turbina que estará acoplada a un generador.

La unión de los dos ciclos, permite producir más energía que un ciclo abierto, y por supuesto, con un rendimiento energético mayor, pues aprovecha el calor contenido en los gases de escape de la turbina de gas, que se desearían a la atmósfera a través de la chimenea. De esta forma, el rendimiento supera el 55%, cuando una turbina de gas pocas veces supera el 40%, los valores normales están en torno al 35% (Ciclos combinados, 2009).

Algunas de las ventajas que ofrece trabajar con estos ciclos combinados son las siguientes:

- Puede operar a plena carga o cargas parciales, hasta un mínimo de aproximadamente el 45% de la potencia máxima.
- Bajo impacto ambiental en relación con las emisiones de NO_x, SO₂ y menor pérdida de calor al medio ambiente.
- Bajo consumo de agua de refrigeración.
- Períodos de construcción cortos.

II.6.2 Producción de productos petroquímicos

Como se mencionó anteriormente, una de las aplicaciones dadas al gas de síntesis obtenido en el proceso de gasificación es la manufactura de productos petroquímicos, tales como H₂, metanol, monóxido de carbono, etanol, amoníaco, urea entre otros. Estos productos son de nivel primario en toda la gama de derivados que se obtienen

del gas de síntesis, poseen además una alta demanda internacional y mantienen un precio bastante competitivo a pesar de las fluctuaciones típicas de los productos tipo “*Commodities*”.

Los productos petroquímicos tales como metanol, amoníaco y urea son elaborados en Venezuela con procesos bastante conocidos, y se cuentan con instalaciones que producen importantes volúmenes que se destinan al mercado internacional. Actualmente estos productos se obtienen a partir de gas natural en instalaciones ubicadas en el oriente y centro del país.

A continuación, se describen de manera breve la obtención de estos productos, que son de gran interés para este tema de estudio.

II.6.2.1 Hidrógeno

La disponibilidad de hidrógeno es clave en las instalaciones de refinerías y unidades de mejoramiento de residuos para cumplir los requisitos de combustibles limpios y para la manufactura de productos de mayor valor comercial (Hernández, 2004).

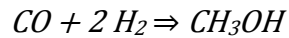
El hidrógeno proveniente de las unidades de desplazamiento de CO₂ puede ser purificado, utilizando tecnologías de adsorción por cambio de presión oscilante *Pressure Swing Adsorption* (PSA).

Esta tecnología consiste en varios recipientes que contienen el material adsorbente de alta área superficial (tamiz molecular, carbón activado), encargado de adsorber los componentes claves como el H₂. Al despresurizar el sistema producirá un gas residual o gas de cola, el cual contendrá los componentes no deseados o los que se desean separar del componente clave. Este gas residual puede ser venteado o quemado en un mechurrio. La pureza obtenida en este proceso es mayor a 98%, con recuperación entre 50 y 60%.

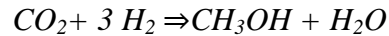
II.6.2.2 Metanol

Actualmente, desde que se desarrollaron los procesos de oxidación de hidrocarburos, la producción de metanol a gran escala se basa exclusivamente en la reacción a alta presión de los componentes del gas de síntesis en presencia de catalizadores metálicos heterogéneos.

La obtención de metanol requiere, primeramente acondicionar el gas obtenido de la gasificación a la estequiometría de la reacción de síntesis:



Al mismo tiempo pero en menor grado, se produce la reacción de hidrogenación del dióxido de carbono:



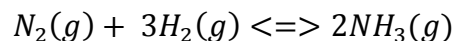
Las reacciones se favorecen operando a presión (50 - 100 atm) y, como la velocidad de la reacción es baja y el incremento de temperatura perjudica al rendimiento, se recurre al uso de catalizadores (óxidos de cobre y zinc) a temperaturas moderadas (200-300°C), el metanol obtenido en el proceso se condensa y purifica por destilación (Gasificación, 2014) y es altamente utilizado para la producción de formaldehído, ácido acético, aditivo para la gasolina y como combustible.

II.6.2.3 Amoníaco

El amoníaco es uno de los productos intermedios más importantes de la industria química, aproximadamente el 80% de este compuesto es utilizado para la fabricación de fertilizantes tales como: urea, nitrato de amonio y sales amónicas (Amoníaco, 2005).

El amoníaco también ha sido utilizado para la producción de plásticos, fibras sintéticas, resinas, explosivos y otros numerosos compuestos químicos.

Una vez purificado y/o tratado el hidrógeno es alimentado a la unidad de síntesis, que junto al nitrógeno proveniente de la planta de separación de aire, reaccionarán para producir dicho compuesto, de acuerdo a la siguiente reacción:

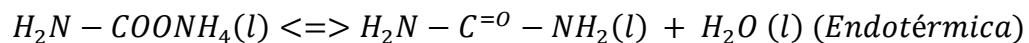
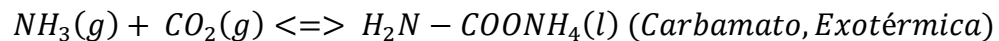


Por lo general el amoníaco es producido a partir de la reformación catalítica de hidrocarburos líquidos o gaseosos, con el cual se obtiene gas de síntesis después de varios procesos de tratamiento y purificación. Con la gasificación se obtiene este mismo gas pero con una ruta de proceso diferente.

II.6.2.4 Urea

Este compuesto se puede presentar como un sólido cristalino y blanco de forma esférica o granular. Comercialmente se presenta en forma de perlas, gránulos o disuelta, todo dependerá de la aplicación que se le dé a la misma. La producción industrial de este compuesto representó alrededor del 54% del consumo total de amoníaco del mundo (IHS Chemical, 2014).

La urea es sintetizada a partir del amoníaco (NH_3) líquido y anhídrido carbonoso (CO_2), este último se puede obtener de las unidades de purificación de gases ácidos, procedentes del proceso de gasificación de coque o de la etapa de tratamiento de gas obtenido después de la unidad de reformación catalítica. Esta reacción se da en dos etapas, en la primera etapa los reactivos mencionados anteriormente forman un producto intermedio llamado carbamato de amonio, posteriormente en la segunda etapa se producirá la descomposición del carbamato de amonio para formar la urea (Urea, 2005). Estas dos etapas se muestran en las siguientes reacciones:



Posteriormente se obtiene una solución de urea al 99% de pureza pasando por un proceso de evaporación. Finalmente esta solución pasa por un proceso de solidificación el cual dependerá del tamaño de granulo requerido. Los procesos de solidificación conocidos son perlado y granulación.

II.7 TECNOLOGÍAS AUXILIARES EMPLEADAS EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN

Entre las principales tecnologías empleadas en el proceso de gasificación de coque de petróleo se tienen:

II.7.1 Fraccionamiento de Aire

En el proceso de gasificación se requiere de un agente oxidante, que puede ser oxígeno, aire o aire enriquecido con oxígeno, para mantener las altas temperaturas que requiere dicho proceso. Comúnmente es empleado oxígeno como agente

oxidante, ya que incrementa considerablemente el poder calórico del gas de síntesis obtenido, logrando una variación de 4-7MJ/m³ a 10-18 MJ/m³ (Izaguirre y Erazo, 2009).

Las tecnologías comercialmente empleadas para la producción de O₂ se basan en la destilación del aire a condiciones criogénicas (proceso Linde-Fränkler) y la separación por membranas. Comúnmente en los procesos de gasificación se emplea la tecnología de Linde-Fränkler, donde el aire seco es comprimido en una unidad de pre-purificación, y posteriormente es enfriado hasta destilar el aire líquido en sus dos componentes principales (O₂ y N₂) donde una vez separados, son calentados y vaporizados (Bohórquez, 2009).

II.7.2 Reactores de Conversión Agua-Gas (*Shift* Conversión)

La reacción de *Water Gas Shift* puede ser empleada para maximizar la producción de hidrógeno o a fin de modificar la relación de H₂/CO obtenida en el proceso de gasificación.

Esta reacción se diferencia a la obtenida en el proceso de gasificación, ya que se emplean temperaturas mucho más bajas (392-932°C), y se requiere el uso de catalizadores en el que se incluyen hierro, cobre, zinc, níquel, cromo y molibdeno.

Una de las ventajas que se han implementado en el uso de estos catalizadores, es la tolerancia que tienen los mismos ante el alto contenido de azufre.

United Catalysts (1984) menciona que la alta conversión de CO, deberá implementarse cuando se desee obtener altos contenidos de H₂, así como para la producción de amoníaco. Caso contrario es usado para la producción de amoníaco (reactor de baja conversión).

II.7.3 Tratamiento de Gases Ácidos

El gas de síntesis obtenido del proceso de gasificación posee cantidades apreciables de gases ácidos (CO₂ y H₂S), que dependerán del tipo de reactor que se haya implementado. Estos gases deben eliminarse o al menos ser reducidos a concentraciones muy bajas, ya que son altamente corrosivos y venenosos.

El H₂S debe eliminarse por razones de seguridad y para evitar la corrosión y desde luego para evitar la contaminación atmosférica por SO₂ al quemar el gas (Hernández, 2004).

El CO₂ puede tolerarse en los usos del gas natural como combustible, por lo que en general no es preciso eliminarlo (Hernández, 2004). Cuando este es utilizado como materia prima, tal es el caso de producción de hidrógeno, puede haber limitaciones estrictas en la carga.

El proceso para eliminar el H₂S es comúnmente llamado “Endulzamiento” del gas (gas natural, syngas). El H₂S se suele recuperar como una corriente más o menos concentrada en H₂S y se envía a una unidad de recuperación de azufre en donde se convierte en azufre elemental. En el proceso de endulzamiento, casi siempre se utilizan solventes regenerables, sólo excepcionalmente cuando las cantidades de contaminante son muy pequeñas se utilizan adsorbentes sólidos (óxidos de zinc o de hierro) o bien soda cáustica que se desecha cuando se gasta (Hernández, 2004). Los disolventes regenerables pueden clasificarse en químicos, físicos y mixtos (híbridos). La selección del tipo de disolvente dependerá de la presión de operación, tipo de carga, combinación de los contaminantes en la carga y la especificación requerida en el gas tratado.

A continuación se presentan las tecnologías que existen actualmente en el mercado para la remoción de los gases ácidos (OPICA, 2009).

- Absorción (Contacto gas-líquido): este método presenta las tecnologías de contacto con solventes químicos (MEA, DEA), solventes físico (selexol), solventes físico-químicos (sulfinol) y solventes especiales (MDEA).
- Adsorción (Contacto gas-sólido): en este se suelen implementar los tamices moleculares.

La mayoría de los procesos de endulzamiento involucran el proceso de absorción con aminas, esto debido principalmente al rango de concentraciones de gases ácidos que posee el gas (natural) que normalmente está ubicado entre un 10-13% en peso, además de la mayor rentabilidad que ofrece este proceso comparado con el resto de los procesos de tratamientos de gases ácidos.

A continuación se presenta la figura N°8, donde se aprecian de acuerdo al contenido de ácidos gases, la tecnología más adecuada para el endulzamiento del gas.

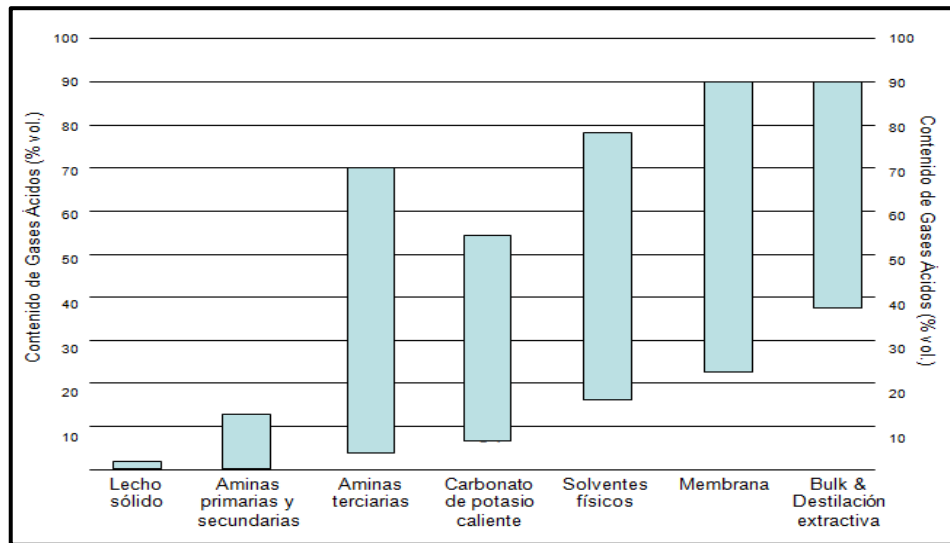


Figura N°. 8. Aplicaciones típicas para las tecnologías de endulzamiento de gas (OPICA, 2009).

De acuerdo a la figura presentada anteriormente, el tipo de amina a ser escogida dependerá del contenido de ácidos gases presentes en el gas, además del uso que posteriormente se le impartirá al mismo, esto debido a la selectividad por la cual se deseen separar los gases.

II.7.4 Purificación de Hidrógeno

El proceso de gasificación de coque de petróleo y las distintas tecnologías de reformado, producen un gas de síntesis que generalmente contiene un alto contenido de hidrógeno, pero a su vez posee cantidades apreciables de otros componentes que deberán ser separados de este, para que posteriormente pueda ser utilizado como materia prima en otros procesos.

Hernández (2004) menciona que actualmente existen tres procesos principales aplicables para la recuperación y purificación del hidrógeno en las corrientes de la refinería:

1. Adsorción selectiva usando tamices moleculares (PSA).
2. Separación con membranas, basado en permeabilidad selectiva.

3. Sistemas criogénicos, basados en condensación parcial, usando separación a bajas temperaturas.

Específicamente la tecnología de adsorción selectiva utilizando tamices moleculares, se puede alcanzar altas purzas de hidrógeno, por lo general superiores al 99,9%, ya que la interacción del adsorbente con el hidrógeno es muy inferior a los de otros componentes usuales en la carga.

La adsorción tiene lugar en recipientes provistos de un lecho fijo de adsorbentes. Los contaminantes quedan retenidos en el adsorbente, dejando el hidrógeno purificado a la presión de adsorción. Una vez cargado el adsorbente de un lecho, la carga se hace pasar a un segundo lecho, mientras que el lecho cargado es regenerado separando el material adsorbido siguiendo un proceso cíclico. La regeneración se realiza normalmente por desorción a baja presión sin aporte de calor según el proceso conocido como PSA (*Pressure Swing Adsorption*), produciéndose un gas de purga con un contenido relativamente bajo en hidrógeno (Hernández, 2004).

II.7.5 Recuperación de Azufre

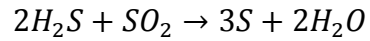
El objetivo de esta unidad, es limitar las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera, mediante la recuperación del azufre en forma elemental como producto comercial.

En general, la carga de la unidad de recuperación de azufre está constituida por dos tipos de corrientes: el gas procedente del proceso de desorción con aminas y el gas procedente de los agotadores (*sour water strippers*) de aguas ácidas (Hernández, 2004). El azufre producido se suele comercializar a granel en forma líquida (cisternas) o bien sólida en pastillas o pellets.

El proceso típico de esta unidad de recuperación, consta de las siguientes etapas:

1. Sección Claus.
2. Tratamiento de gas de cola.
3. Incineración del gas efluentes.
4. Desgasificación del azufre líquido.
5. Solidificación del azufre.

Específicamente la Sección de Claus es la más importante ya que ocurre la formación de azufre elemental por reacción de H₂S y SO₂, de acuerdo la siguiente reacción:



Según Hernández (2004) esta reacción tiene lugar en dos fases, con dos tipos de reactores en serie.

En el primer reactor térmico se quema a alta temperatura parte del gas ácido, de manera que 1/3 del gas ácido se oxida a SO₂ y permite así la posterior reacción Claus. En este reactor se puede alcanzar una conversión del 55 al 70% del contenido total en la carga. Posteriormente se integran varias etapas de reactores catalíticos en los que continúa la reacción de Claus a baja temperatura.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se presentan los pasos que se siguieron para lograr el cumplimiento de los objetivos planteados al inicio del presente trabajo. Esta metodología fue contemplada en un diagrama de bloques, presentado a continuación.

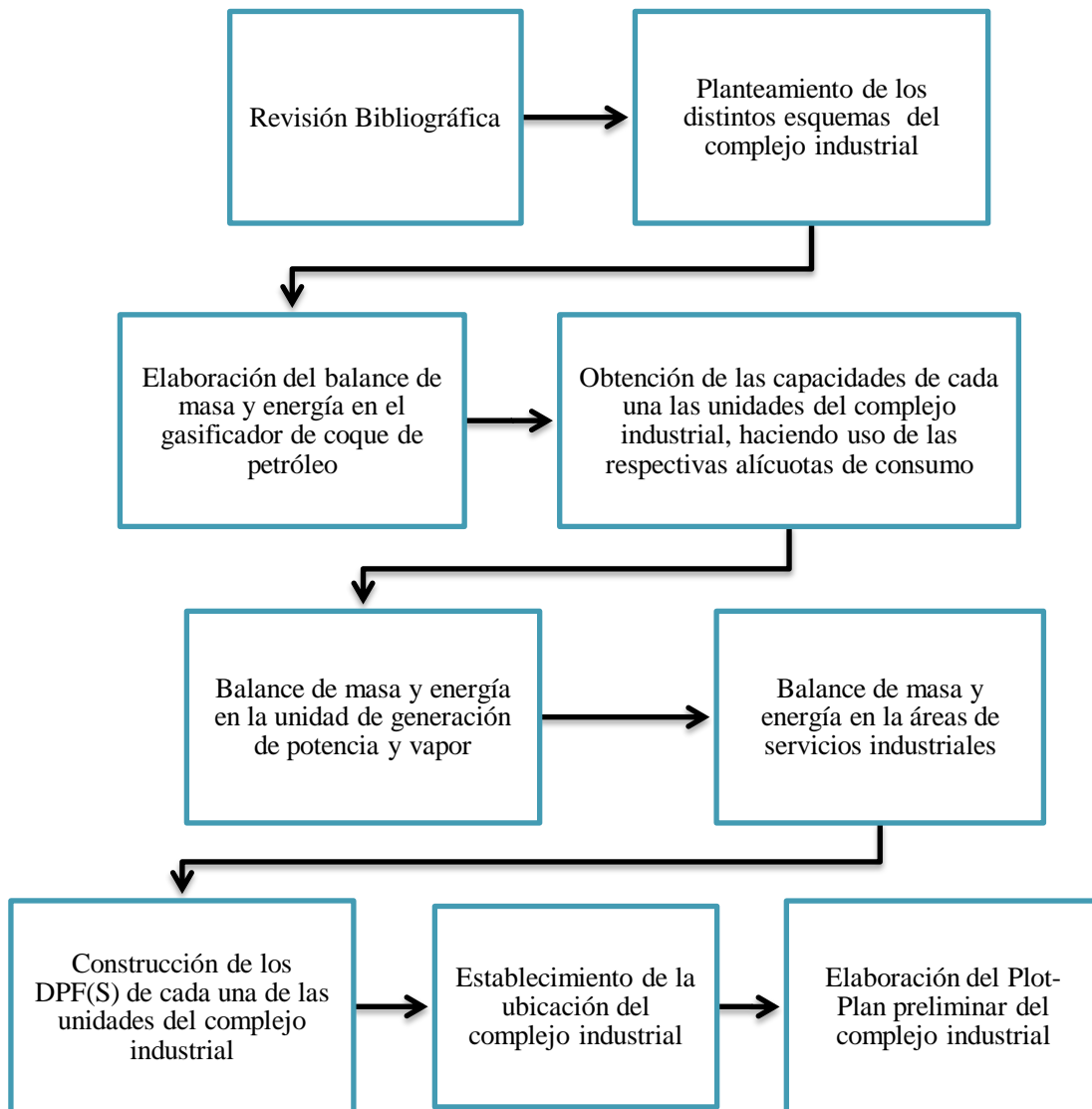


Figura N°. 9. Diagrama descriptivo de la metodología realizada.

A continuación se presenta de manera detallada, en qué consistió el desarrollo de cada uno de los puntos tratados en la descripción de la metodología realizada.

III.1 PLANTEAMIENTO DEL ESQUEMA DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Para el desarrollo del complejo industrial se analizaron aspectos como: disponibilidad de la materia prima, ajustes en las relaciones estequiometrias, restricciones ambientales, problemas de corrosión, entre otros. Es por ello que el esquema del complejo industrial fue estructurado en tres escenarios, los cuales fueron:

1. Disminución del alto contenido de monóxido de carbono (CO) e incremento de H₂ en el gas de síntesis, empleando los reactores de conversión alta y baja temperatura. Esto con la finalidad de obtener un gas con alto contenido de H₂ y CO₂, ya que ambos compuestos serían utilizados como materia prima para la síntesis de amoníaco y urea respectivamente.
2. Eliminación del reactor de baja temperatura e incremento del contenido de CO en el reactor de alta, obteniendo una conversión de CO menor comparado con el escenario 1.
3. Eliminación de toda la unidad de conversión de CO, con el objetivo de disminuir los altos volúmenes de CO₂ excedentes, lo cual condujo a producir únicamente metanol.

Para la generación de energía eléctrica de cada uno de los escenarios, se utilizó todo el gas de cola proveniente desde unidad de PSA, obteniendo además vapor de media, el cual fue suplido a las diferentes unidades del complejo que requirieron de este servicio.

La descripción de cada escenario será mostrada en la sección de resultados y análisis de resultados.

III.2 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL GASIFICADOR DE COQUE DE PETRÓLEO

El balance de masa y energía en el gasificador de coque significó uno de los puntos más importantes para el desarrollo del tema de estudio, ya que a partir de allí se

obtendría la principal materia prima que serviría como base para la ejecución de las distintas unidades del complejo industrial.

Primeramente se tuvo que fijar una cantidad de coque a procesar. Se tomó como premisa las 15.000 TM/día producidas en los Complejos Mejoradores de Jose, posteriormente se procedió a caracterizar el tipo de coque que se emplearía.

Ana Bohórquez (2009) confirma que el coque tipo esponja es el que comúnmente se genera en los Mejoradores de Jose, por ende se seleccionó este tipo de coque y se utilizaron las propiedades del análisis último realizado. A continuación se presenta la tabla N°4, donde se muestran las propiedades de este análisis realizado al coque tipo esponja.

Tabla N°. 4. Análisis último realizado al coque tipo esponja proveniente del complejo industrial Jose (Bohórquez, 2009).

Componente	Valor
Carbono	81 %p
Hidrógeno	2,41 %p
Húmeda	10,68 %p
Azufre	4,9 %p
Cenizas	1 %p
HGI(Dureza)	56 (Base 100)
VCM(Volatilidad)	9%
Poder calorífico con 11% en H ₂ O	13.550 Btu/lb
Tamaño de la partícula	2 Pulg

Para la obtención del balance de masa y energía, se hizo uso de la herramienta computacional HYSYS®. Las propiedades del análisis último fueron utilizadas para especificar el componente principal utilizado en la gasificación “Coque”, creándolo como un compuesto hipotético. Para la simulación del gasificador no se tomó en cuenta la hidrodinámica del mismo, sin embargo, los parámetros claves de operación tales como presión y temperatura, fueron especificados de acuerdo al tipo de

gasificador que se empleé. A continuación se presenta la metodología implementada en la simulación de la unidad de gasificación.

Primeramente se simuló la unidad de preparación de lodo de coque (*Slurry*), mezcla conformada por coque y agua. Las condiciones de extracción del coque fueron tomadas a $P=1$ atm y $T=25^{\circ}\text{C}$. Por otro lado, el contenido de agua suministrado para la formación del lodo de coque se estima de un 60-75%p con respecto a la alimentación, de manera que el contenido de carbono disminuya en aproximadamente un 60%p, que es lo deseable para ingresar al gasificador de coque. Estos porcentajes se variaron hasta obtener una mezcla con 60%p de carbono y 35%p de agua. Esto fue logrado con una relación de agua/coque igual a 0,6, sumado al porcentaje de humedad que llevaba el coque.

De acuerdo al tipo de gasificador que se empleé, el requerimiento de agente oxidante y moderador de temperatura será mayor o menor, estimándose en un 80-95%p y 10-20%p respectivamente.

Para la simulación de los reactores, se consideró la secuencia de las diferentes zonas de reacción que ocurren dentro de un gasificador. Estas son las siguientes:

➤ Zona de Oxidación

Se considera que en esta zona el oxígeno reacciona instantáneamente con el coque para formar el CO_2 . Esta reacción es exotérmica y satisface los requerimientos del calor de proceso.

➤ Zona de Reducción

El CO_2 formado y parte del char se combinan y dan lugar a una serie de reacciones en las que esencialmente, se forma CO . Esta es la etapa básicamente de pirolisis e inicio de la gasificación. El agua procedente de la combustión inicial se disocia y forma H_2 y más CO (Castells y Velo, 2012).

➤ Destilación Secundaria y Zona de Reducción

En esta zona es donde propiamente tienen lugar las reacciones de gasificación. En ella prosigue la formación de CO e H_2 , además de la incorporación de ciertos hidrocarburos de cadena larga.

A continuación se muestra en la Figura N°10 las distintas zonas de reacción en un gasificador mencionadas anteriormente, donde algunas fueron tomadas como referencias para el modelaje de los distintos reactores que se simularon.

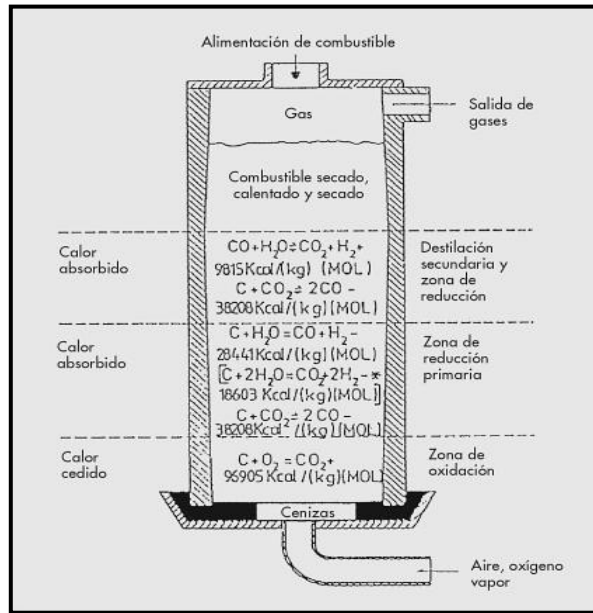


Figura N°. 10.Zonas de reacción de un gasificador (Castells y Velo, 2012).

De acuerdo a lo expuesto anteriormente, se presenta la figura N°11, en la que se muestra la secuencia tomada para la simulación de los reactores que conformaron el gasificador de coque de petróleo.

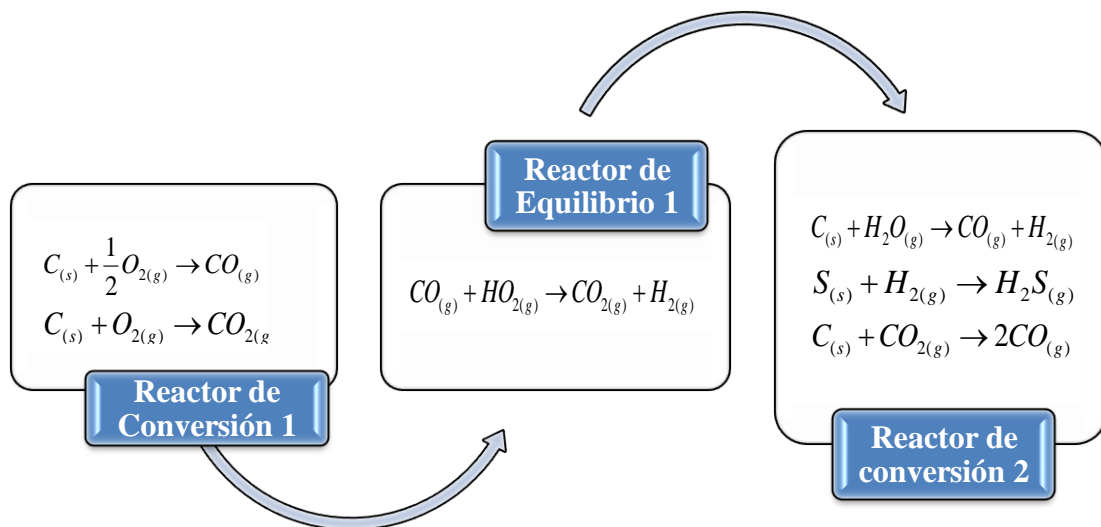


Figura N°. 11.Secuencia de los reactores que conformaron la simulación del gasificador de coque de petróleo.

El diagrama de la integración de los diferentes reactores hecha en HYSYS®, será presentada en la sección de apéndices F.

Un punto importante considerado en la simulación de cada uno de estos reactores, específicamente los de conversión, fue la selectividad que se le asignaba a las reacciones que tomaron lugar dentro de cada reactor. Ya que de estas dependía que la producción de los componentes del gas de síntesis fuese mayor o menor.

De acuerdo al gasificador que se escoja, las composiciones del gas de síntesis estarán predeterminadas, es decir poseen un rango ya establecido, sólo quedará de la simulación obtener y justificar dichos valores.

Es importante mencionar que para la simulación de toda la unidad de gasificación, no se consideraron las unidades de tratamiento de polvillo, escoria, *Slag*, trituración de las partículas de carbono, etc. Sólo se tomó en cuenta la preparación del lodo de coque y las unidades que conformaron las zonas de reacción en el gasificador (reactores).

Por último, para la unidad de recuperación de calor descrita a la salida del gasificador, se simuló como intercambiadores de calor de carcasa y tubos en series, donde se recirculaba agua de caldera y de enfriamiento provenientes de las unidades de los servicios industriales. En este intercambio de calor, se obtuvo vapor de alta y media presión, que posteriormente fueron utilizados para las distintas unidades que requirieron de este servicio industrial.

Los resultados obtenidos en la unidad de gasificación serán mostrados en la sección de resultados y análisis de resultados.

III.3 OBTENCIÓN DE LAS CAPACIDADES DE CADA UNA DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS INDUSTRIALES

El gas obtenido del proceso de gasificación, pasa por unas etapas de enfriamiento, donde posteriormente se fijó como premisa una distribución de este gas, de manera de abarcar el balance de masa y energía en el resto de las unidades. Para los tres

escenarios se distribuyó la mayor cantidad de flujo hacia la conversión de CO, tratamiento de gas II, y las unidades subsiguientes.

Aproximadamente el 30% del gas fue desviado hacia la unidad de síntesis de metanol, excepto para el escenario tres donde solo se desvió el 15%, esto debido al cumplimiento de la relación estequiométrica de H₂/CO requerida en dicha síntesis.

Antes de ingresar a la síntesis de metanol, el gas pasó por un tratamiento (I) donde se eliminó el contenido del gas ácido. El gas ácido fue llevado hacia la unidad de recuperación de azufre, y el gas obtenido a la salida de la primera absorbidora (purificado), fue enviado a la síntesis de metanol. Es importante mencionar que para el tratamiento de este gas no se buscaba eliminar el CO₂ ya que este componente formaba parte como materia prima en la reacción de síntesis de metanol.

Para obtener la capacidad de la unidad de tratamiento de gas I, primeramente se tuvo que escoger el esquema de proceso más apropiado para la purificación/eliminación de los gases ácidos. Una de las premisas considerada para la escogencia del solvente utilizado en el tratamiento, fue tomada de la figura N°8, donde se puede escoger la tecnología de tratamiento acorde al porcentaje en peso de los gases ácidos presentes en la alimentación.

Al escoger el tipo de solvente se procedió a utilizar como información de referencia el manual de procesos de tratamientos de gases de Tecnoconsult (1990), para determinar el flujo de solvente requerido (amina) en el proceso de absorción-desorción de los gases ácidos. De acuerdo al contenido de gas ácido específicamente CO₂ se estableció la relación de alimentación de gas ácido/flujo de amina y se obtuvo el flujo de amina requerido para la absorción de los gases ácidos. Las condiciones de presión y temperatura, fueron establecidas de acuerdo a condiciones típicas de funcionamiento de estas plantas, además de las establecidas en dicho manual. Esta unidad de tratamiento también fue simulada en HYSYS®, y su diagrama será presentado en la sección de apéndices F.

A continuación se muestra el procedimiento que se abordó para el cálculo del flujo de aminas requerido en el tratamiento de gas I, que a su vez también fue empleado para el tratamiento de gas II, sólo que se utilizó otro tipo de amina.

Cálculo del flujo de gas a la entrada de la absorbidora (mol/hr), resultado dado por la simulación.

↓
Cálculo del flujo de gas ácido a la entrada de la absorbidora, tomando en cuenta el porcentaje en peso del gas ácido (Específicamente CO₂).

↓
Flujo gas Alimentado (mol/hr)* % molar CO₂ → Gas a la entrada del Absorbedor (mol CO₂/ hr).

↓
Cálculo del contenido de gas ácido a la salida del absorbedor, especificando el porcentaje en masa (ppm) en el que se deseaba purificar el gas.

↓
Gas alimentado (mol/hr)- (Gas ácido (mol CO₂/ hr)*Especificación (ppm CO₂) → (mol/hr) de gas a la salida del Absorbedor.

↓
Cálculo del gas ácido absorbido → Gas (mol CO₂/ hr) entrada - Gas (mol CO₂/ hr) salida.

↓
Cálculo del flujo de la amina a recircular → Gas ácido absorbido (mol CO₂/ hr)* Relación mol Amina/ mol Gas ácido (CO₂).

Los porcentajes en peso de estas aminas, fueron establecidos de acuerdo a referencias típicas de plantas en las que se utilizan estos solventes químicos.

A continuación se presenta la tabla N°5, donde se muestran las distintas concentraciones de aminas, así como la relación gas ácido/amina utilizada para el cálculo del flujo de amina recirculada.

Tabla N°. 5. Estimados de la recirculación de aminas y regeneración de energía para el diseño de NREL (National Renewable Energy Laboratory, 2009).

Tipo de solvente	MEA	DEA	DGA	DIPA	MDEA
Relación Gas ácido/amina.	0,37	0,50	0,28	0,50	0,38
Concentración de la solución, % peso.	20%	30%	50%	30%	50%
Flujo de recirculación, gpm.	1,971	1,540	1,732	2,127	1,463
Energía de regeneración MMBtu/hr.	43	37	43	38	30

El gas ya tratado, es enviado a la síntesis de metanol, pero antes debe ser ajustado con H_2 para cumplir con los requerimientos de relación H_2/CO de aproximadamente 4,12 (Haldor Topsoe, 2009). El gas de síntesis que viene de la etapa de gasificación posee una relación muy baja de H_2/CO de aproximadamente 0,6, es por ello que el contenido de H_2 debe incrementarse, y eso es logrado suministrando H_2 al 99,9% proveniente desde la unidad de PSA, indicando que el contenido H_2 a desviar era considerable.

El gas que no fue enviado a la síntesis de metanol, fue alimentado a la unidad de conversión de CO, donde se convierte la mayor cantidad de CO a CO_2 mediante la reacción de *Water-Gas Shift* empleando los reactores de alta y baja temperatura. Estos son reactores de lecho fijo, donde se emplean catalizadores de Fe_2O_3/Cr_2O_3 y $Cu-ZnO-Al_2O_3$ respectivamente. Esta unidad fue simulada en HYSYS® y estuvo conformada por dos reactores, uno de alta y de baja temperatura para el caso del escenario I, y uno de alta temperatura para el caso del escenario II. El diagrama descriptivo de esta simulación será presentado en la sección de apéndices F.

Las características de estos lechos, fueron tomadas del catálogo de *United Catalysts* (1984) donde se establecieron las propiedades tales como: tipo de catalizador, densidad de poro, tamaño, área superficial, entre otros.

Los reactores de alta y baja se manejaron como reactores tubulares, debido a que HYSYS® no simula lechos fijos. Sin embargo, este tipo de reactor tiene la opción de

trabajar con catalizadores; es por ello que se trató la catálisis dentro de los tubos como una semejanza a estos lechos.

Haldor Topsoe (2009) utiliza catalizadores SSK. Estos poseen la propiedad de soportar altos contenidos de H_2S en el gas, por lo que es aplicable para este caso de estudio. Las condiciones de operación de estos catalizadores fueron tomadas como referencia, además de la relación de vapor de H_2O/CO requerida a la entrada del reactor de alta.

El ajuste de la relación vapor de H_2O/CO fue establecida para obtener una composición deseable de CO a la entrada del reactor de alta. Esta se obtenía de acuerdo a la siguiente figura:

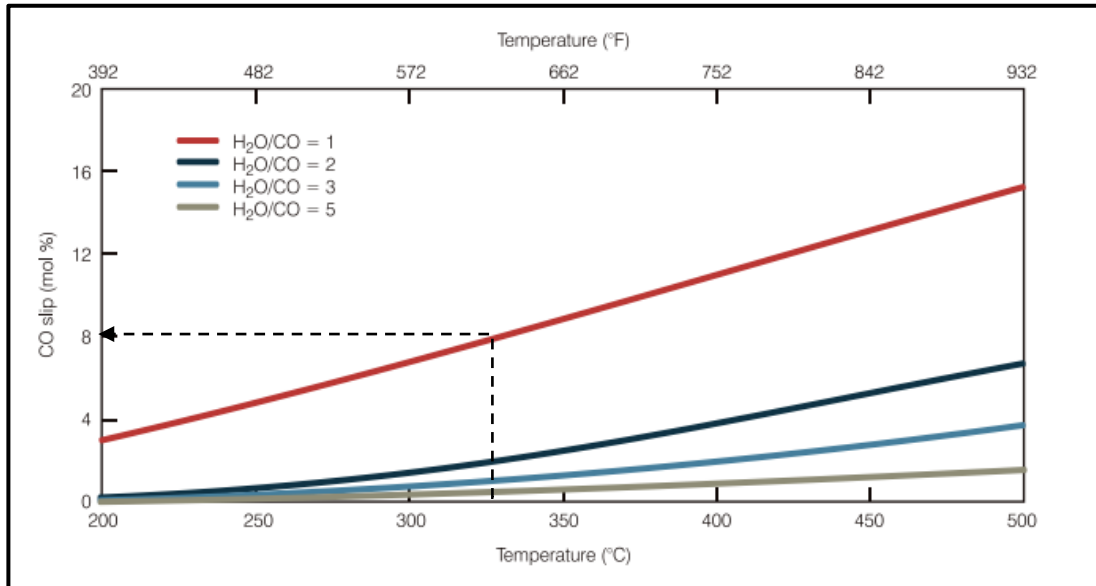


Figura N°. 12. Efecto de la relación de vapor de H_2O/CO y la temperatura en la conversión de CO (Haldor Topsoe, 2009).

Aproximadamente el 89% del CO era convertido en el reactor de alta, pero para que esto ocurriese, primero se debía especificar el volumen del reactor y del catalizador.

Para el cálculo de ambos volúmenes se realizó la siguiente secuencia de cálculos:

Cálculo del volumen catalizador (Alta), utilizando la relación $1.092FT^3/112,49$ MMSCFD y el flujo del gas en unidades MMSCFD.



V catalizador (FT³)= Relación 1.092FT³/112,49 MMSCFD*Flujo de gas (MMSCFD).



Cálculo del volumen del reactor utilizando la velocidad espacial.



V reactor (M³)=Flujo del gas (M³/hr)/velocidad espacial (hr⁻¹).

Al obtener ambos volúmenes, se procedió a calcular el número de tubos que sumarían el volumen calculado. Para ello se tomó como premisa la altura típica de casi 3 metros (2,8 exactamente) y 1,8 metros de diámetro en estos reactores, y con el cálculo del volumen (cilindro) y el volumen calculado, se obtuvo el número de tubos que estarían dentro del reactor. Estos fueron verificados e introducidos en la simulación.

Es importante mencionar que las velocidades espaciales de ambos reactores fueron muy parecidas. Para el reactor de alta se empleó como referencia el catálogo de *United Catalysts* (1984), por lo que se usó una velocidad espacial de 3.500 hr⁻¹, para el reactor de baja se estableció que la velocidad espacial no variaba mucho con respecto al reactor de alta, tomando como valor 3.350 hr⁻¹.

Al salir de la unidad de conversión, el gas pasó a una segunda unidad de tratamiento, donde se buscaba eliminar la mayor cantidad de H₂S y CO₂. Este tratamiento no varió mucho con respecto al primero, esto referido al cálculo del flujo de solvente a utilizar (amina). Para el tratamiento se contó con dos absorbedoras y dos despojadoras. En la primera absorbidora, se absorbía todo el H₂S pero arrastraba un contenido considerable de CO₂ de aproximadamente 30%, seguidamente este gas era llevado a una segunda absorbidora donde se separaba por completo el CO₂.

El gas tratado desde la segunda absorbidora, fue enviado a la unidad de purificación de H₂ (PSA), en esta unidad se estableció una recuperación típica de estas plantas, la cual se ubicada en un 75-80% de recuperación (Netzer et al., 2006).

Para todos los escenarios se empleó un porcentaje de recuperación de 80%, con lo cual se pudo determinar el balance de masa alrededor de esta unidad de recuperación. El gas purificado obtuvo un 99,9% en pureza de hidrógeno, y el resto de los

componentes del gas tales como CO y CO₂ fueron enviados al gas de cola, que posteriormente fue dirigido al ciclo de potencia y generación de vapor.

Ya obtenido el H₂ al 99,9%, se pudo disponer de él para fijar las capacidades de las plantas de metanol y amoníaco dependían del mismo. Para fijar la capacidad de la planta de metanol, como se mencionó anteriormente, se necesitó ajustar la relación de H₂/CO, donde el H₂ que es requerido fue obtenido por la siguiente secuencia de cálculos.

Se fijó la alícuota de Nm³/TM Metanol 2.106,81(Haldor Topsoe A/S, 2009).



Se estableció una capacidad de la planta de Metanol (TM/hr).



Se obtiene el flujo de Hidrógeno total al 99,9 % requerido para satisfacer la capacidad establecida (Alícuota Nm³/TM Metanol * Capacidad (TM/hr)).



Se obtiene el H₂ procedente del tratamiento de gas I, esto multiplicado por la fracción molar en H₂ contenida en dicho gas.



Se obtuvo el flujo de H₂ requerido que sería enviado desde la unidad de PSA,

Flujo de H₂ desde PSA= Flujo de H₂Total- Flujo de H₂ desde Gasificador.

El flujo de gas proveniente del tratamiento I siempre fue el mismo. El flujo total variaba ya que dependía de la capacidad que se le asignaba. Como primera aproximación se estableció un porcentaje del flujo total de H₂ resultante desde la unidad de PSA, posteriormente éste fue mezclado junto con el flujo de gas del tratamiento I, con la finalidad de ir verificando que la relación de H₂/CO se cumpliera y fuese aproximadamente 4,12 (valor típico en el gas de síntesis alimentado a plantas de metanol). Una vez cumplida la relación, el flujo de gas desde la unidad PSA, era establecido, por ende se obtenía el flujo de H₂ total requerido para la síntesis de metanol. Al obtener el flujo total, con los pasos descritos anteriormente, se obtenía la capacidad real de la planta de metanol.

Al desviar el flujo de H₂ requerido para el ajuste en la relación, se obtenía el flujo de H₂ disponible que sería desviado hacia la unidad de Amoníaco. Para obtener la capacidad de la planta de amoníaco, se realizó la siguiente secuencia de cálculos.

Se fijó la alícuota de Nm³ H₂/TM NH₃ 2184,56 (Haldor Topsoe A/S, 1997).



Se estableció una capacidad para la planta de Amoníaco (TM/hr).



Se obtiene el flujo de Hidrógeno al 99,9 % requerido para satisfacer la capacidad establecida (Alícuota Nm³ H₂/TM NH₃* Capacidad (TM/hr)).

Como la capacidad es la que se desea calcular, primero se realizó una aproximación. Esto se hizo fijando inicialmente una capacidad de 8.000 TM de NH₃. Al fijar esta capacidad y con la alícuota establecida, se obtuvo la cantidad de hidrógeno requerida para satisfacer esa capacidad. Con el flujo de H₂ disponible, y con el calculado anteriormente, se obtiene la capacidad verdadera para la planta de amoníaco, esto haciendo uso de la siguiente relación:

$$\text{Capacidad Verdadera} = (8.000 \text{ TM NH}_3 * \text{Cantidad de H}_2 \text{ Disponible}) / (\text{Cantidad de H}_2 \text{ Calculado}).$$

Es así como se obtuvo la capacidad de la planta de amoníaco. Por otro lado, para la síntesis de esta unidad, se requiere de cierto consumo de N₂, esta cantidad era obtenida mediante la alícuota de consumo de materia prima descrita por la relación H₂/N₂ de aproximadamente 2,8 (valor típico para la síntesis de amoníaco). Al disponer de la cantidad de H₂ y hacer uso de dicha alícuota, se obtiene la cantidad de N₂ (proveniente de la planta de separación de aire) necesaria para satisfacer la capacidad obtenida anteriormente.

Toda la cantidad de amoníaco producido, fue enviado al proceso de producción de urea, en el cual se utilizó además CO₂ proveniente del proceso de tratamiento de gas II.

Para el cálculo de la capacidad de la planta de urea, se realizó el siguiente procedimiento:

Se fijó la alícuota de TM NH₃/ TM Urea 0,61(UNIDO y IFCD ,1979).

Con la capacidad de la planta de amoníaco (TM/día) y la alícuota $\text{TM NH}_3/\text{TM Urea}$, se obtiene la capacidad de la planta de Urea (TM/día).



Se fijó la alícuota de $\text{TM CO}_2/\text{TM Urea}$ 0,71 (UNIDO y IFCD ,1979).



Con la cantidad de Urea (TM/día) y la alícuota $\text{TM CO}_2/\text{TM Urea}$, se obtiene la cantidad de CO_2 necesario para satisfacer la capacidad de la planta.



Cálculo del CO_2 excedente = CO_2 disponible- CO_2 para Urea.

El CO_2 excedente del tratamiento II quedará como una fuente de gas para ser usado en los procesos de Recuperación Mejorada de Crudo (EOR), ubicado en las áreas de producción del oriente del país.

Otra de las unidades y no menos importante, fue la recuperación de azufre elemental, donde es transformado el H_2S despojado de los tratamientos de gas I y II, en azufre elemental. Para esta planta se estableció como referencia un porcentaje de recuperación de 89,3%, porcentaje que fue obtenido de acuerdo a las plantas de azufre de Petropiar (Stork Engineers & Contractors B.V, 1998). Esto quiere decir que 89,3% del flujo alimentado, fue transformado en azufre elemental, y el resto del gas fue llevado a un incinerador.

Por último, para obtener la capacidad de la planta de separación criogénica de aire, se procedió a evaluar la cantidad de aire requerida tanto para el consumo de O_2 en el gasificador, y el consumo de N_2 para la síntesis de amoníaco. Al obtener la cantidad de aire, se procedió a comparar las capacidades de ambas plantas con los consumos mencionados anteriormente, de manera de escoger la que obtuviese mayor capacidad para que pudiese satisfacer ambos consumos. Las proporciones en flujo de O_2 y N_2 fueron 21%p y 71%p respectivamente.

III.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LAS ÁREAS DE SERVICIOS INDUSTRIALES, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO

Para la determinación de los requerimientos de servicios industriales de las distintas unidades de procesos, se utilizaron alícuotas de consumo por cada servicio industrial. Las alícuotas fueron obtenidas por medio de referencias típicas de las plantas que conforman parte del complejo industrial.

Se realizaron los balances de masa para el consumo de agua desmineralizada, vapor de media y alta presión. Estos balances fueron obtenidos a partir de los consumos de vapor de cada una de las plantas y de la producción de vapor de las calderas recuperadoras de calor existentes aguas abajo del proceso de gasificación y en las unidades de generación de potencia (HRSG'S). Con la finalidad de determinar el consumo real de agua desmineralizada, se consideró la recuperación de condensados de todas las unidades que requirieron de vapor.

Para el requerimiento de vapor, en su balance se consideraron todas las producciones de vapor tanto del proceso (vía recuperación de calor) como el generado en la unidad de generación de potencia (HRSG'S). La descripción del sistema de generación de vapor será detallado en la sección de apéndices B.1.

En otras unidades como almacenamiento y áreas auxiliares se fijaron consumos de servicios industriales de acuerdo al tamaño de planta y acorde a valores típicos según el tipo de instalación, como por ejemplo, el aire comprimido, el cual es utilizado para instrumentos u operaciones neumáticas.

Los cálculos realizados para la obtención de los servicios principales, fueron los siguientes:

$$\text{Planta de Agua} = \sum \text{Agua Potable Requerida.}$$



$$\text{Agua Potable Requerida} = \text{Agua Gasif.} + \text{Agua Potable Planta de A.D} + \text{Agua Planta de A.E.}$$



$$\text{Agua Potable Planta A.E} = 2\% * \text{Capacidad de la Planta de A.}$$

Planta de A.E = Agua Req. Unidades de Tratam., Metanol, Conversión, Compresión
PSA, SRU, NH₃ y Urea.



Agua Potable Req. Planta A.D = (Planta de A.D)/90%.



Planta de A.D = Agua Req. Planta A.D (Unidades) + (Agua de Caldera –
Condensados).



Agua Req. Planta A.D = Agua de Reposición + Agua Req. Planta (SRU + NH₃ + Urea).



Planta de Efluentes = 90% * Planta de Agua Potable.

III.5 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA UNIDAD DE GENERACIÓN DE POTENCIA

El gas de cola obtenido de la unidad de PSA, fue enviado por completo a la generación de potencia y vapor. Inicialmente se partió con la idea de aprovechar este gas haciendo uso de un ciclo combinado de potencia, pero de acuerdo a que se requerían cantidades apreciables de vapor, se decidió abordar solamente el ciclo de gas (Cogeneración), obteniéndose energía eléctrica y vapor.

Para obtener el balance de masa y energía de esta unidad, se hizo uso de la herramienta computacional ThermoFlow®, programa que es capaz de determinar los consumos energéticos de acuerdo a la configuración (ciclo de potencia) que se le asigne. Una de las limitantes del programa, fue el uso de las turbinas de gas, ya que sólo se tenía acceso a una sola turbina, modelo GE 5371PA, que posee una cantidad máxima de generación de potencia estimada en 26.555 kWe.

A continuación se presenta la figura N°13, donde se muestra la configuración asignada a cada uno de los escenarios.

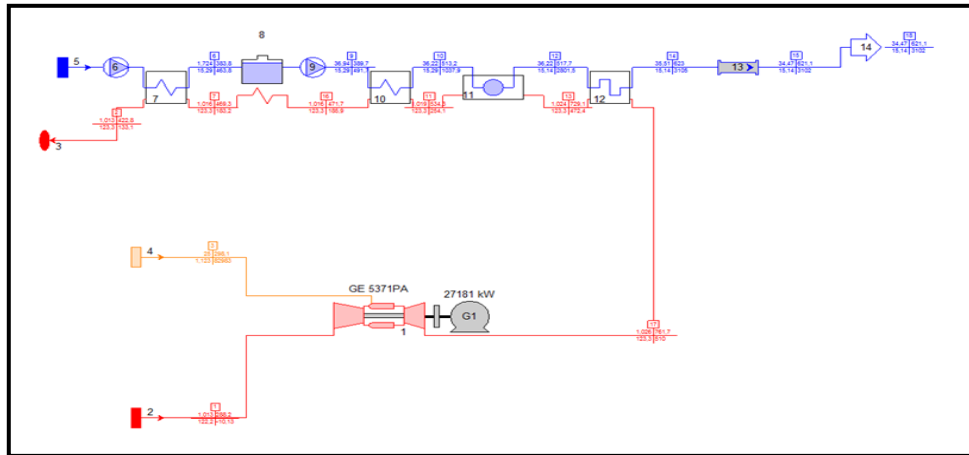


Figura N°. 13. Configuración del ciclo de potencia en ThermoFlow®.

Debido a las limitaciones de la licencia gratuita, el flujo de gas de cola era modificado instantáneamente a las condiciones en las que operaba la turbina de gas. Este gas previamente fue comprimido en tres etapas hasta llegar a una presión de aproximadamente 24-25 bar, presión que era requerida para poder ingresar a la turbina de gas. Cabe mencionar que esta unidad de compresión fue simulada en HYSYS®, obteniendo de allí requerimientos de agua de enfriamiento y energía eléctrica que serían sumados al consumo total de los servicios industriales.

El programa ThermoFlow®, requería como información las condiciones de flujo, presión y temperatura del gas de cola (combustible). Por otro lado, para la configuración del ciclo de gas, se debían especificar como valores de entrada las condiciones aproximadas de presión y temperatura del gas a la salida de la caldera, ya que al obtener los resultados de la corrida, el programa los modificaba instantáneamente de acuerdo a las condiciones de operación de la máquina (turbina).

La caldera utilizada en el ciclo de cogeneración, fue integrada por varios equipos, los cuales fueron:

1. Economizador.
2. Evaporador.
3. Sobrecalentador.

Cada uno de ellos, tenían la función de realizar el intercambio térmico entre el gas proveniente a la salida de la turbina de gas y el agua que era recirculada y que finalmente condensada.

Una vez obtenidos los resultados, tanto de potencia como flujo de vapor, estos se modificaron de acuerdo a la cantidad del gas restante, ya que este tipo de turbina no procesaba en su totalidad el gas que se le suministraba, para ello se realizó el siguiente procedimiento:

Cantidad de Potencia (MW) = (Flujo total - Estimado por la máquina (kg/seg))

* (Cantidad de Potencia estimada (MW)) / (Flujo estimado por la máquina (kg/seg)).

Por ende la potencia total del sistema sería la suma de la cantidad de potencia estimada por la máquina más la obtenida por el flujo de gas restante. Por último para obtener la cantidad total de vapor, se realizó el siguiente procedimiento:

Cantidad de Vapor (kg/seg) = (Flujo total - Estimado por la máquina (kg/seg))

*(Cantidad de Vapor (kg/seg) estimado) / (Flujo estimado por la máquina (kg/seg)).

De igual forma, para obtener la cantidad total de vapor, se sumó la cantidad de vapor estimado por la máquina más la cantidad de vapor calculado para el flujo de gas restante.

III.6 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Para la elaboración de los distintos diagramas de flujo de proceso, se consideraron los siguientes aspectos:

1. Las corrientes enumeradas, fueron aquellas en donde se obtuvieron los resultados de las distintas corridas hechas con el simulador HYSYS®.
2. Las unidades que fueron tomadas como paquetes, fueron aquellas donde no se desarrollaron los distintos equipos de proceso que la conforman.
3. Para el balance de energía se especificó una propiedad termodinámica para el cálculo del calor, en todos los escenarios se especificó la entalpía molar.
4. Solo se representaron aquellas estrategias de control básico.
5. Para cada (DFP's) se identificó la cantidad de trenes (unidades de proceso en paralelo) que se incluyeron en las unidades del proceso.

Los distintos (DFP's) fueron elaborados en Visio®, tomando en cuenta para su realización, la simbología basada en las normas PDVSA.

III.7 UBICACIÓN DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Para establecer la ubicación del complejo industrial, se empleó el uso de una matriz de selección múltiple binaria. En ella se evaluaron una serie de factores que son considerados para selección de la ubicación de una planta.

Según Peters y Timmerhaus (1991) los factores que deben ser considerados para la ubicación de una planta son los siguientes:

1. Disponibilidad de la materia prima.
2. Mercadeo.
3. Disponibilidad de la electricidad.
4. Clima.
5. Facilidades de transporte.
6. Suministro de agua.
7. Eliminación de desechos.
8. Oferta de trabajo.
9. Restricciones fiscales y legales.
10. Características del sitio.
11. Protección contra las inundaciones y el fuego.
12. Factores de la comunidad.

Para realizar la matriz de selección, primeramente se procedió a la escogencia de los parámetros más importantes de los expuestos anteriormente, esto con la finalidad de recalcar en aquellos que tienen mayor peso para un análisis preliminar, y por supuesto basado en las características de las dos alternativas propuestas.

De acuerdo a lo citado por Peters y Timmerhaus (1991) para un análisis preliminar, es necesario el estudio de los seis primeros factores, expuestos anteriormente. Sin embargo, para el caso de este tema de estudio, el factor de clima no fue tomado, ya que el mismo es considerado para países en los que se tienen cuatro estaciones, caso que no aplica para Venezuela. Por consiguiente de los seis factores restantes se escogió las características del sitio como sustituto del factor clima, esto debido a que

la topografía de la zona pudiese tener un efecto pronunciado en los costos de construcción, porque a pesar de no haber una expansión inmediata, esta debe ser planificada, ya que toda planta debe estar situada en una zona donde haya un espacio adicional disponible.

El factor de protección contra las inundaciones y el fuego, fue considerado como parte de las características del sitio.

De esta manera, los factores seleccionados quedaron distribuidos de la siguiente forma:

1. Disponibilidad de la materia prima.
2. Mercadeo.
3. Disponibilidad de la electricidad.
4. Facilidades de transporte.
5. Suministro de agua.
6. Características del sitio.

Una vez seleccionados los parámetros a evaluar, se procedió a asignarle el peso a cada uno de ellos, esto comparándolos unos con otros. Seguidamente al obtener el porcentaje se realizó la comparación de cada uno con las distintas alternativas propuestas, las cuales fueron:

1. Localizar el complejo industrial en las instalaciones de Jose.
2. Localizar el complejo industrial en las cercanías de los nuevos mejoradores de la Faja Petrolífera del Orinoco.

Al obtener el porcentaje en peso de las dos alternativas evaluadas con respecto a los seis parámetros asignados, se procedió a la sumatoria total consignada para cada uno de los parámetros, y ya obtenida las puntuaciones definitivas se procedió a escoger la mejor alternativa.

III.8 PLOT-PLAN PRELIMINAR DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Una vez establecida la ubicación del complejo, se procedió a la realización de los diferentes Plot-Plant para cada escenario.

Primeramente se estableció una distribución de las diferentes unidades que conformaron cada escenario, y posteriormente estas fueron distribuidas de acuerdo a las siguientes zonas:

1. Zona de polvillo: conformada por el manejo del coque y preparación del Slurry.
2. Zona de Gasificación: conformada por la unidad principal del complejo “Gasificación del coque”, seguido del enfriamiento del gas y los distintos convertidores de CO.
3. Zona de Purificación: conformada por los tratamientos de gas I y II, *SRU* y la purificación de hidrógeno (PSA).
4. Zona de productos petroquímicos: Conformada por las unidades de síntesis de metanol, amoníaco y urea.
5. Zona de tanques: conformada por el almacenamiento de los productos obtenidos (metanol, amoníaco y urea).

Al estructurar cada zona, se procedió a ubicarlas dentro del complejo. Para ello se tomaron en cuenta los siguientes aspectos:

- La distribución de los productos en Jose están ubicados hacia el norte, por ende los tanques de almacenamiento están ubicados de igual forma hacia esa dirección, esto debido a las facilidades para la exportación de los productos.
- Los mechurrios estarán ubicados en la dirección inversa al viento. En Jose la dirección del viento está dirigida hacia el norte, por lo tanto los mechurrios estarán ubicados en la zona sur del complejo, y además estarán totalmente alejados de cualquier zona donde pueda generar algún incendio.
- Las plantas de amoníaco y urea estarán ubicados en la misma área, debido a la dependencia que hay una de la otra. Sin embargo, el almacenamiento de la urea estará lejos con respecto a los tanques de almacenamiento de amoníaco esto debido a que es un líquido irritante, tóxico y corrosivo.
- Se contaron con cuatro salas de control, debido a la cantidad de procesos que se operan.

- Se contó con una unidad principal de servicios industriales, conformada por: vapor (alta-media), aire comprimido, electricidad, agua de caldera, agua de enfriamiento y desmineralizada.
- El tamaño de cada zona dependió de las capacidades y del número de equipos presentes en cada unidad. Para el cálculo del número de equipos se tomaron referencias típicas de tamaños de plantas existentes y se compararon con las capacidades de cada unidad.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan cada uno de los resultados obtenidos para el cumplimiento de los objetivos planteados al inicio del Trabajo Especial de Grado.

IV.1 PLANTEAMIENTO DEL ESQUEMA DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

A continuación se presenta la descripción detallada de cada escenario propuesto.

➤ Escenario I

El coque obtenido de las unidades de coquificación retardada, es llevado al sistema de preparación de Slurry. Esta mezcla pastosa es bombeada a la unidad de gasificación donde reacciona con oxígeno proveniente de la planta criogénica de aire (agente oxidante) y vapor (moderador de temperatura) para obtener el tan llamado gas de síntesis, conformado principalmente por CO e H₂. El gas de síntesis se obtiene a muy altas temperaturas por lo que requiere de una unidad de enfriamiento conformada por una caldera de recuperación de calor, donde se aprovecha la energía de estos gases obteniéndose a su vez vapor el cual posteriormente podrá ser enviado a la unidad de gasificación para mejorar su eficiencia térmica.

El gas de síntesis una vez enfriado, es separado en dos corrientes, una donde el gas es dirigido hacia la unidad de tratamiento de gas I y otra donde es enviado a la unidad de conversión de CO.

El gas que es enviado a la unidad de tratamiento I, es purificado de los gases ácidos (H₂S y CO₂), esto con la finalidad de eliminar la mayor cantidad de H₂S que pueda estar contenido en dicho gas y que además posteriormente será enviado a la unidad de recuperación de azufre.

Una vez purificado el gas, este es enviado a la síntesis de metanol, donde primero deberá ser ajustado con H₂ proveniente desde la unidad de PSA hasta alcanzar la

relación estequiométrica de H_2/CO exigida en la síntesis de dicho compuesto (4,12) (Haldor Topsoe, 2009), además se deberá contar con cierto requerimiento de vapor de media, el cual será suplido de los servicios industriales.

Por otro lado, el gas que es enviado a la unidad de conversión de CO es transformado en CO_2 , para ello se contó con dos unidades de conversión, una de alta donde aproximadamente el 89 % de CO es convertido en CO_2 y un reactor de baja donde se convierte en su totalidad el contenido de CO. Es importante mencionar que los gases egresados del reactor de alta, requerirá de una unidad de enfriamiento, donde se obtendrá vapor de media el cual posteriormente podrá ser utilizado en otra unidad del complejo.

La unidad de conversión de CO fue empleada con la finalidad de obtener la mayor cantidad de CO_2 que posteriormente sería utilizado para la síntesis de urea, pero para ello, el gas convertido tuvo que ser ingresado a otra unidad de tratamiento de gas II, dónde se eliminarían selectivamente los gases H_2S y CO_2 . Por un lado, el H_2S eliminado será enviado a la unidad de SRU junto con el H_2S proveniente del tratamiento de gas I, y por otro, el CO_2 despojado será enviado a la síntesis de urea. Seguidamente el gas purificado será enviado a la unidad de purificación de hidrógeno (PSA), en donde se obtendrá un gas rico en H_2 con 99,9% en pureza que posteriormente será llevado a la unidad de síntesis de amoníaco, y un gas de cola el cual será aprovechado para la obtención de energía eléctrica y generación de vapor, esto a través de una integración de un ciclo de cogeneración.

El hidrógeno purificado es llevado a la síntesis de amoníaco, pero primero parte de este gas es enviado a la unidad de síntesis de metanol como se hizo mención anteriormente, además se deberá ajustar la relación de H_2/N_2 de aproximadamente 2,8 (Haldor Topsoe, 2009), con el objetivo de cumplir los requerimientos exigidos en dicha síntesis.

Como última etapa del complejo, todo el amoníaco obtenido es llevado a la síntesis de urea, que junto al CO_2 proveniente del tratamiento de gas II reaccionarán para obtener la urea, la cual una vez obtenida en forma granulada, será exportada y vendida al mercado exterior.

Cabe mencionar que para el tratamiento de gas I y II, se empleó el mismo proceso de absorción química con aminas (DEA y MDEA), esto será explicado con mayor detalle en la sección de los Diagramas de Flujo de Procesos.

➤ **Escenario II**

Este escenario varía muy poco con respecto al escenario I, la diferencia radica en la unidad de conversión de CO, ya que no se empleó el reactor de baja, y a su vez el rendimiento en el reactor de alta fue mucho menor, es decir, solo se redujo el contenido de CO en aproximadamente un 15 %, esto con la finalidad de disminuir el contenido de CO₂ a la salida del tratamiento de gas II.

Es importante mencionar que para los escenarios I y II se contó con un exceso de CO₂, ya que el contenido de éste en el gas era bastante alto, por lo que se empleó todo el necesario para ajustar la relación de CO₂/Urea en la unidad de síntesis de urea, pero sin embargo siempre quedó un excedente de este compuesto.

➤ **Escenario III**

La diferencia de este escenario con respecto a los dos expuestos anteriormente, está en que no se dispone de las unidades de conversión de CO, tratamiento de gas II, síntesis de amoníaco y urea.

El gas una vez enfriado de la unidad de recuperación de calor, es desviado hacia la unidad de tratamiento de gas I y purificación de H₂ (PSA). El gas de cola que se obtenga del proceso de PSA, será igualmente llevado a la unidad de ciclo de potencia con generación de vapor, y el H₂ obtenido con 99,9% será enviado a la unidad de metanol para ajustar la relación H₂/CO descrita anteriormente. Cabe destacar que todo el H₂ obtenido fue utilizado en el ajuste de la relación de H₂/CO, ya que el contenido de H₂ en el gas de síntesis fue muy pobre, para lograr satisfacer los requerimientos estequiométricos.

Cada uno de los escenarios descritos anteriormente serán presentados en la sección de apéndices A.

IV.2 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL GASIFICADOR DE COQUE DE PETRÓLEO

Para el balance de masa y energía en el gasificador de coque, se tomaron las siguientes premisas:

1. Aproximadamente el 98%p del coque es convertido en las reacciones de gasificación, por lo que el 2%p restante se le atribuyó al contenido de residuales obtenidos como subproductos (escoria).
2. De las cenizas contenidas en el coque, el 35%p de estas no reaccionan dentro del gasificador.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se decidió desincorporar estos residuales de la cantidad de coque a procesar, esto debido a que no se trató la producción de residuales en la simulación.

Por otro lado, el gasificador que se utilizó fue el de flujo arrastrado. Para su escogencia no se realizó un estudio profundo de las distintas tecnologías de gasificación, solo se tomaron referencias típicas donde se especificaron las ventajas, desventajas y rangos de operatividad de los diferentes gasificadores, y de acuerdo a ello se decidió escoger este tipo de gasificador, ya que es altamente recomendado para la gasificación de coque, puesto que ofrece una alta conversión del carbono, alta producción de gas de síntesis (H_2 y CO) y corto tiempo de residencia con la salvedad de operar a muy altas temperaturas y requerir altas cantidades de agente oxidante.

A continuación se presenta en la tabla N°6 las composiciones del gas de síntesis así como las condiciones de operación empleadas en el gasificador de coque.

Tabla N°. 6. Balance de masa y energía de las unidades de preparación y gasificación del coque de petróleo.

Propiedad	Preparación del Slurry		Gasificación del Coque de Petróleo		
	Coque	H ₂ O	O ₂	Vapor de H ₂ O	Gas de Síntesis
Flujo (kg/hr)	610.159	366.095	488.127	73.219	1.537.754
P (bar)	1	7,9	30,43	49	30,43
T (°C)	25	30	110	263,9	1.200
Entalpía molar (KJ/Kmol)	12.166	-286.131	2.344	-235.869	-85.782
<i>Comp. % molar</i>					
C* (Coque)	90,00	63,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	32,00
H ₂ O	7,00	35,00	0,00	100,00	6,00
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	45,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	16,00
S	2,00	1,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00
Cenizas	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00

La formación de metano se favorece generalmente en gasificadores de lecho agitado, operando a menor temperatura y mayor presión (Fernández, 2009). De lo expuesto anteriormente se valida la composición del metano obtenido, ya que para este tipo de gasificadores la formación de este es insignificante.

Los gasificadores de flujo arrastrado permiten obtener mayores cantidades de gas de síntesis (CO e H₂) con bajo contenido de CO₂ y H₂O (Fernández, 2009). Esto es reflejado en las composiciones del gas obtenido de la tabla N°6.

Estas composiciones fueron comparadas y validadas respecto a las obtenidas por la tecnología de *GE-Energy*. A continuación se presenta en la figura N°14, el efecto de las composiciones del gas de síntesis obtenido en las diferentes tecnologías de gasificadores.

Tipo de gasificador	<u>Lecho móvil</u>	<u>Lecho fluidizado</u>		<u>Lecho arrastrado</u>		
	BG/L	KRW	HTW	Texaco	Global Energy	PRENFLO
Agente gasificante	Oxígeno	Aire	Oxígeno	Oxígeno	Oxígeno	Oxígeno
Temperatura de gasificación (°C)	800-1100	980	930	1450	1400	1400
Presión de gasificación (MPa)	2.8	2.1	2.5	-	2.8	2.5
CO	46	24	33	40	38	61
H ₂	26	15	28	30	28	22
CH ₄	3.8	1.4	4.6	0.1	1.0	< 0.05
CO ₂	2.9	5.5	16	11	10	3.8
H ₂ O	16	5.1	17	16	22	< 1
N ₂ + Ar	4.2	49	1.4	1.9	1.0	12
H ₂ S + COS	1.1	-	-	1.0	-	0.5-1
PCI (kJ/Nm ³)	10500	6900	9400	8900	8700	10400

Figura N°. 14. Efecto en las composiciones del gas de síntesis, de acuerdo al tipo de gasificador implementado (Abad, 2003).

La presión de operación es la variable que diferencia notoriamente la tecnología de *GE-Energy* con respecto a la de *Texaco*, produciendo un gas de síntesis con menor contenido en H₂. Se decidió utilizar la tecnología de *GE-Energy*, debido a las

condiciones de presión y temperatura que se implementarían aguas abajo del proceso, requiriendo presiones menores a los 30 bar.

IV.2 CAPACIDADES DE CADA UNA DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS INDUSTRIALES

Las capacidades de las diferentes unidades del complejo industrial dependieron de la distribución del flujo de gas de síntesis asignado hacia cada una de ellas.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para cada unidad del complejo.

➤ Planta de Metanol

Para ingresar a la síntesis de metanol, el gas tuvo que ser previamente tratado. Para el tratamiento del gas se empleó el proceso de absorción-desorción utilizando un solvente químico. Para la escogencia de este solvente, se hizo uso de la figura N°8, donde se pudo justificar el utilizar una amina secundaria (DEA) para tratar el gas, ya que el emplear este tipo de amina se lograba eliminar el CO₂ y H₂S simultáneamente. Los gases ácidos posteriormente fueron dirigidos a la unidad de recuperación de azufre.

El gas ya purificado obtuvo una relación de H₂/CO igual a 0,71, lo que obligó a desviar la mayor cantidad de gas procedente desde la unidad de PSA hacia la síntesis de metanol, con la finalidad de cumplir con los requerimientos en la relación de H₂/CO de aproximadamente 4,12.

En la tabla N°7, se detallan para cada escenario las capacidades de la unidad de síntesis de metanol.

Tabla N°. 7. Resultados del balance de masa para la unidad de metanol.

	Alcuota (Nm ³ H ₂ /TM MeOH)	Flujo de MeOH (TM/día)	Flujo de H ₂ requerido al 99,9% (Nm ³ /hr)	H ₂ al 99,9% desde Tratam. I (Nm ³ /hr)	H ₂ al 99,9% desde PSA (Nm ³ /hr)	Relación H ₂ /CO
Escenario I	2.106,81	8.447	741.529	165.779	575.750	3,214
Escenario II	2.106,81	5.648	495.782	165.886	329.896	2,14
Escenario III	2.106,81	4.815	422.704	184.676	346.543	3,98

Para el escenario I y II se desvió el 90% del flujo desde la unidad de PSA hacia la síntesis de metanol y solo un 10% para satisfacer la producción mínima del amoníaco requerido, sin embargo, no se logró obtener niveles de producción competitivo.

El escenario III logró obtener una producción menor, aun cuando se envió todo el flujo de H₂ desde la unidad de PSA, esto debido a que el gas poseía un bajo contenido de H₂ y agregado a que este escenario no contó con los procesos de conversión y tratamiento de gas II, donde se lograba aumentar la concentración de H₂.

De acuerdo a los resultados obtenidos, la producción de metanol es viable hacia el escenario I ya que se logra maximizar su producción. Sin embargo, no se logró los requerimientos de relación estequiométrica, por lo que hace que la eficiencia del proceso no sea la mejor.

➤ **Planta de Amoníaco**

Al igual que la síntesis de metanol, el gas que fue alimentado hacia la síntesis de amoníaco, pasó por un tratamiento de gas II, donde se empleó el proceso de absorción-desorción utilizando un solvente químico. Para su escogencia se utilizó la figura N°8, donde se justificó el utilizar una amina terciaria o un solvente físico, pero para efectos de la simulación de un proceso utilizando por ejemplo selexol/rectisol, se requería de mayor complejidad, además que no se disponía de información para el cálculo del flujo de este solvente que debía ser suministrado a las absorbedoras. Por

cada una de las razones mencionadas, se decidió entonces utilizar una amina terciaria (MDEA).

El gas una vez tratado e ingresado a la unidad de PSA fue enviado a la síntesis de amoníaco. A continuación se muestran en la tabla N°8, las producciones de amoníaco para cada escenario.

Tabla N°. 8. Resultados del balance de masa para la unidad de Amoníaco.

	Alícuota (Nm ₃ H ₂ /TM NH ₃)	Flujo de NH ₃ (TM/día)	Flujo de H ₂ requerido al 99,9% (Nm ₃ /hr)	Relación H ₂ /N ₂	Flujo de N ₂ (Nm ₃ /hr)
Escenario I	2.184,56	703	63.972	2,8	22.847
Escenario II	2.184,56	403	36.655	2,8	13.091

La producción de amoníaco para el escenario I fue mayor a la obtenida en el escenario II lo cual concuerda con los valores esperados, debido a que en el escenario I el gas fue tratado en la unidad de conversión de CO de alta y baja temperatura, obteniendo un mayor contenido de H₂, y por ende después de pasar por la unidad de PSA se obtendrá una mayor disponibilidad de H₂ hacia la síntesis de amoníaco.

La producción de amoníaco al igual que metanol es favorecida hacia el escenario I, debido a que se alcanzó maximizar la producción. Este resultado tuvo por consiguiente que la producción de urea se incrementara.

➤ **Planta de Urea**

A continuación se presenta en la tabla N°9 como la producción de urea se vio afectada por la de amoníaco.

Tabla N°. 9. Resultados del balance de masa en la unidad de Urea.

	Alícuota (TM CO ₂ /TM Urea)	Flujo de Urea (TM/día)	Alícuota (TM NH ₃ /TM Urea)	NH ₃ Disponible (TM/día)	CO ₂ Disponible (TM/día)	CO ₂ Requerido (TM/día)	CO ₂ Excedente (TM/día)
Escenario I	0,73	1.152	0,61	703	19.131	841	18.289
Escenario II	0,73	660	0,61	403	9.176	482	8.694

Uno de los puntos más resaltante de esta unidad, es la alta cantidad excedente de CO₂ generada en las unidades de tratamiento de gas II provenientes del escenario I y II. Esta cantidad de CO₂ excedente pudiese en ambos casos generar en un futuro problemas de su comercialización. Sin embargo, una vía para aprovechar estas grandes cantidades de CO₂ sería su utilización en procesos de recuperación mejorada de crudo (EOR).

➤ **Planta de Recuperación de azufre**

La cantidad de azufre líquido obtenido en esta unidad, mantuvo valores similares para cada escenario, debido a que su producción no dependía de la concentración de CO₂ sino del H₂S que mantuvo un valor constante en los tratamientos de gases I y II. A continuación se muestra la tabla N°10, donde se especifican los flujos de azufre líquido obtenidos para cada escenario, así como la cantidad de gas que fue desviado hacia el incinerador.

Tabla N°. 10. Resultados del balance de masa obtenido en la unidad de SRU, para cada uno de los escenarios propuestos.

	Escenario I		Escenario II		Escenario III	
Tratamiento gas I	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)
	208	821.56	208	82.341	98	37.715
Tratamiento gas II	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)	Flujo de Azufre líquido (TM/día)	Gas dirigido al incinerador (Nm ³ /hr)
	297	234.081	235	96.588	N/A	N/A

La baja producción de azufre líquido obtenido en el tercer escenario fue debido a que se desvió una mayor cantidad del gas de síntesis hacia la unidad de PSA, y por consiguiente la diferencia del contenido de H₂S que no se procesó en el tratamiento de gas II del escenario III, se fue hacia el gas de cola, la cual fue la alimentación hacia la unidad de generación de energía eléctrica. Este H₂S remanente pasa a los gases de combustión de los HRSG'S y es tratado en la fase final de este sistema.

➤ **Planta de separación criogénica de aire**

La capacidad de la planta de separación de aire para todos los escenarios propuestos fue la misma, con la diferencia en que el flujo de nitrógeno excedente no fue el mismo, esto debido a la cantidad desviada hacia los requerimientos de la síntesis de amoníaco. Este flujo excedente de N₂ podrá ser vendido, generando mayores ganancias para el proyecto.

A continuación se presenta la tabla N°11, donde se aprecian los resultados obtenidos para la capacidad de la planta criogénica de aire.

Tabla N°. 11. Resultados del balance de masa para la unidad de separación de aire en cada uno de los escenarios.

	Flujo de aire (TM/día)	Flujo de O ₂ (TM/día)	Flujo de N ₂ (TM/día)	Flujo de N ₂ Excedente (TM/día)
Escenario I	55.786	11.715	44.071	43.414
Escenario II	55.786	11.715	44.071	43.694
Escenario III	55.786	11.715	44.071	44.071

IV.3 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LAS ÁREAS DE SERVICIOS INDUSTRIALES, HACIENDO USO DE LAS ALÍCUOTAS DE CONSUMO

Los requerimientos de agua y energía eléctrica conformaron los servicios industriales de mayor importancia, ya que representaron los consumos más altos en las diferentes unidades del complejo industrial.

El gasificador de coque representó la fuente de energía más importante dentro del complejo industrial, esto producto al enfriamiento del gas generado en las calderas recuperadoras de calor.

El vapor obtenido de alta presión, fue suministrado en aquellas unidades que requerían de este servicio (metanol y amoníaco), y el vapor excedente fue suministrado a las líneas deficitarias de media presión y a su vez a la generación de energía eléctrica.

Cada uno de los escenarios propuestos, fueron suplidos de los requerimientos tanto de energía eléctrica, agua de enfriamiento y vapor (alta-media). Estos resultados son contemplados en la sección de apéndices B.

IV.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA UNIDAD DE GENERACIÓN DE POTENCIA Y VAPOR

Uno de los objetivos planteados en el desarrollo del complejo industrial es que este fuese autosuficiente con respecto a los requerimientos energéticos. A continuación se presenta la tabla N°12, donde se muestra la energía suplida y generada en cada uno de los escenarios, además de la cantidad de vapor de media generada en el ciclo de potencia.

Tabla N°. 12. Resultados del balance de masa y energía en la unidad de generación de energía eléctrica para cada uno de los escenarios.

	Flujo de gas de cola (Nm ³ /hr)	Cantidad de gas procesado por la máquina (Kg/seg)	Cantidad de Vapor generada por la máquina (Kg/seg)	Cantidad de potencia generada por la máquina (MW)	Energía Requerida (MW)	Energía Excedente (MW)
Escenario I	174.436	1,58	310	154	366	79
Escenario II	44.9805	7,64	901	435	352	498
Escenario III	1.002.415	15,39	1.430	715	316	842

El tercer escenario obtuvo la mayor cantidad de energía excedente debido a que los requerimientos energéticos fueron menores y se contaron con menos unidades empleadas en los escenarios I y II, además la cantidad de energía generada en el ciclo de potencia fue mayor, debido al alto flujo de gas de cola enviado desde la unidad de PSA.

Los consumos energéticos se vieron afectados de igual manera por el contenido de gas que fue tratado en la unidad de PSA, logrando obtener un menor flujo de gas de cola en el escenario I, como consecuencia de un alto porcentaje en concentración de H₂.

La producción de vapor de media fue afectada directamente por la cantidad de flujo de gas de cola. Esta cantidad de vapor de media suplió los requerimientos en las diferentes unidades del complejo industrial.

IV.6 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO DE LAS UNIDADES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

A continuación se describen de manera precisa la configuración de los distintos DFP's presentados para cada uno de los escenarios abordados.

➤ DFP's en el escenario I.

El coque que es depositado en los patios de almacenamiento de los Complejos Mejoradores de Jose es descargado por medio de la tolva B-101 hacia la zona de polvillo. Posteriormente el coque es transportado por un conjunto de cintas X-101, X-102, X-103 hacia los molinos de martillo A-101A/B donde es triturado hasta alcanzar un tamaño de partícula aproximado a los 2,4 mm. Una vez triturado es enviado a través de las cintas transportadoras X-104, X-105 hacia el molino de barras donde se termina de garantizar el tamaño de partícula inferior a los 2,4mm. El coque ya pulverizado es mezclado con agua en el tanque de mezclado M-101 para formar el lodo de coque que posteriormente será llevado por medio de un sistema de bombeo P-101 A/B a la unidad de gasificación.

En la unidad de gasificación, el lodo de coque es mezclado junto con el O₂ proveniente de la planta de separación de aire y vapor de agua en el gasificador de flujo arrastrado R-201. Este oxígeno es previamente comprimido por K-201 hasta una presión de 30,43 bar y el vapor de agua utilizado es de media presión (49 bar). En el reactor ocurren de forma descendente el conjunto de reacciones de gasificación a 1.350°C y 30 bar.

El gas de síntesis una vez obtenido y separado de la escoria fundida a 1.200°C es enfriado por medio de dos calderas recuperadoras de calor. La primera de ellas SG-201 se obtiene vapor de alta presión a 106,8 bar y la segunda SG-202 se obtiene vapor de media presión a 29,83 bar, para ambas se utiliza agua de caldera como medio de enfriamiento.

El gas enfriado a 350°C es llevado a la unidad de purificación de gas, donde se es lavado con agua en LG-201. Las impurezas que puedan estar contenidas en dicho gas son separadas del mismo, y posteriormente son llevadas a un regenerador de lodo, junto con la escoria fundida proveniente de S-201. En este regenerador se separa la escoria y aquellas trazas de carbón no reaccionantes del agua, pasando por un sistema de filtración para luego ser reutilizadas en la preparación del lodo de coque.

El flujo del gas pre-tratado se bifurca en dos corrientes, una donde aproximadamente el 32% es enviado hacia la unidad de síntesis de metanol (Gas pre-tratado 1) y el resto del gas es llevado hacia la unidad de conversión de CO, donde se mezcla con vapor sobrecalentado a 32,39 bar, y posteriormente es enfriado a 310°C para ingresar al reactor de alta conversión R-202. En este reactor toma lugar la reacción de *Water Gas Shift* a alta temperatura (450°C), convirtiendo el 95% del CO alimentado en CO₂. Posteriormente el gas es enfriado a 210°C en la caldera SG-203, se obtiene vapor de media a 29,83bar. Seguidamente el gas es llevado al segundo reactor de conversión (baja) donde prácticamente se termina de consumir todo el CO en CO₂, quedando solo el 0,8%p de este componente, luego este gas es enfriado en E-202 hasta 49,50°C, temperatura que es requerida para ingresar al tratamiento de gas II. Para ambos reactores R-202, R-203 se genera una caída de presión de 1,99 bar (típica en la operación de estos reactores).

Por otro lado, el gas pre-tratado 1 es enfriado en E-301 hasta una temperatura de 48,89°C, para posteriormente ingresar al tratamiento de gas I, conformado por un sistema de absorción-desorción utilizando (DEA) como solvente químico para eliminar H₂S y CO₂ provenientes del gas.

Este gas es enfriado y llevado a un separador de líquidos V-301 donde se separa la mayor cantidad de agua contenida en dicho gas, seguidamente es ingresado a una columna absorbidora C-301 donde tiene contacto con la amina pobre a una concentración de 20%p en DEA. Esta columna opera a altas presiones y bajas temperaturas (27 bar-35°C), favoreciendo la absorción entre el solvente-gas. La corriente purificada en el tope de la columna C-301 es llevada hacia la síntesis de metanol. Por otro lado, la corriente rica en amina proveniente del fondo de la torre es

pasada por un separador V-302 donde se reduce la presión hasta 6,2 bar, a través del venteo del gas en este equipo. Seguidamente este gas es ingresado en E-302 donde se aprovecha el calor proveniente de la corriente de amina regenerada, hasta lograr una temperatura de 95°C para poder ingresar a la columna despojadora C-302, que opera a (115°C -2,2bar). La corriente ácida es despojada por el tope de la columna, enfriada y separada por V-303 hasta ser llevada a la unidad de recuperación de azufre SRU. La corriente con amina regenerada es enfriada por E-302 y posteriormente es mezclada con agua de reposición para lograr y estabilizar el flujo de solvente suministrado en la columna absorbadora C-301.

Por otro lado la corriente del gas convertido es llevada a la unidad de tratamiento de gas II, donde se elimina selectivamente el CO₂ y H₂S para posteriormente ser enviados a la síntesis de urea y SRU respectivamente. Este tratamiento de gas II, posee el mismo mecanismo que el descrito en el tratamiento I, con la diferencia que se integran dos plantas de tratamientos en una sola, utilizando el mismo solvente químico (MDEA).

Esta integración incluye la absorción completa de H₂S en la columna C-303 y recuperación del 65% p del CO₂ que era enviado a la segunda columna C-304 donde se absorbía completamente para posteriormente ser llevado a la columna despojadora C-305.

Las concentraciones de MDEA en la columnas C-303 y C-304 fueron de 45%p y 35%p respectivamente. Por otro lado, para lograr la completa absorción de H₂S en C-303 se recomendó utilizar temperaturas más bajas (28,8°C) comparada con la empleada en la columna C-304 (60°C). Las condiciones de presión y temperatura en la separación flash, aprovechamiento de calor y despojadoras C-305 y C-306 no variaron mucho con respecto a las empleadas en el tratamiento de gas I, estas además serán presentadas con mayor detalle en el balance de masa y energía propuesto en el apéndice C.1.

Los gases obtenidos en las despojadoras C-302 y C-306 son enviados a la unidad de SRU donde se convierte el 89,3% del H₂S alimentado en azufre líquido, obteniendo además un gas residual que es enviado a un incinerador.

El gas obtenido de la columna C-304 es llevado a la unidad de purificación de hidrógeno (PSA) a 28°C y 24,55 bar, generando un gas con 99,9% en pureza de H₂. Posteriormente el gas es bifurcado en dos corrientes, una donde se dirige el 90% del flujo hacia la síntesis de metanol y otra donde el gas restante es enviado a la síntesis de amoníaco donde se mezcla junto al nitrógeno proveniente de la planta de separación de aire. El amoníaco producido es enviado por completo a la síntesis de urea donde es mezclado con el gas obtenido (CO₂) proveniente de la despojadora C-305.

Por último el gas de cola a 1,789 bar es comprimido hasta 25,48 bar mediante un sistema de compresión de múltiples-etapas, con la finalidad de poder ingresar a la unidad de generación de vapor y energía.

➤ **DFP's en el escenario II.**

La secuencia del Diagrama de Flujo de Proceso empleado en el escenario II, es la misma descrita en el escenario I, con la diferencia que no se cuenta con la unidad de convertidores de baja. Las condiciones del proceso, balance de masa y energía son presentados con mayor detalle en el apéndice C.3.

➤ **DFP's en el escenario III.**

A diferencia de los escenarios I y II, el escenario III es el más sencillo pues posee una sola unidad de tratamiento de gas, no posee convertidores de CO y la producción de petroquímicos es dirigida únicamente hacia metanol, generando a su vez gran cantidad de energía eléctrica. Las condiciones del proceso, balance de masa y energía son presentados con mayor detalle en el apéndice C.5.

IV.7 UBICACIÓN DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Al evaluar las alternativas con respecto a cada parámetro, se decidió ubicar el complejo industrial en las instalaciones de Jose. A continuación se presenta la tabla N°13, donde se muestran los resultados obtenidos en la matriz de selección.

Tabla N°. 13. Resultados de la matriz de selección para la ubicación del complejo industrial.

Factores	Ponderación	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O
Disponibilidad de la materia prima	33,33	33,33	0,00
Mercadeo	26,66	26,67	0,00
Disponibilidad de la energía eléctrica	13,33	6,67	6,67
Facilidades de transporte	6,66	6,67	0,00
Suministro de agua	13,33	13,33	0,00
Características del sitio	6,66	6,67	0,00
<i>Puntuación Def.</i>	100	93,33	6,67

Cabe destacar, que se realizó solo una matriz de selección, ya que para evaluar las condiciones geográficas con respecto a cada escenario no varían. Para la generación de los resultados se consideraron las siguientes premisas:

- La disponibilidad de la materia prima (Coque) fue considerada como el parámetro más importante en la matriz de selección. Para este caso de estudio se consumen grandes volúmenes de materia prima, por lo que se consideró tener la distribución de la materia prima lo más cerca del complejo, es por ello que la F.P.O se vio en desventaja, ya que requería largos tramos para transportar la materia prima (Jose) hasta la Faja.
- El suministro de agua representó un parámetro menos flexible con respecto a su distribución, ya que se debe garantizar un suministro confiable del mismo. A diferencia de la energía eléctrica, la cual puede ser generada en cualquier sitio donde sea ubicada la planta.
- La F.P.O se vio en desventaja con respecto a las características del sitio, ya que en dicha zona se puede ver afectada por inundaciones.

- Las facilidades de transporte y mercadeo fueron tomadas con respecto a los productos obtenidos, para ello se consideraron las vías de mejor y más cercano acceso para la distribución de los productos.

El detalle sobre el uso de la matriz de selección para la ubicación del complejo industrial, será presentado en el apéndice D.

IV.8 PLOT-PLANT PRELIMINAR DEL COMPLEJO INDUSTRIAL

Los diferentes Plot-Plant realizados, no contaron con una ingeniería en detalle, ya estos representaron una visión y estructuración muy general de cada una de las unidades del complejo. Estos Plot-Plant fueron realizados en AutoCad®, y serán presentados en la sección de apéndices E, especificando además la cantidad de unidades por cada escenario.

El tamaño de cada zona representada por la capacidad de los trenes que la conformaron, serán mostradas en la sección de apéndices E.1

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones establecidas por los resultados obtenidos.

V.1 CONCLUSIONES

- Este complejo de gasificación y plantas petroquímicas requiere como principal materia prima el coque y agua cruda, el resto de los servicios industriales serán generados dentro del complejo.
- Se requiere de una importante sinergia e integración para los consumos de energía eléctrica y vapor requeridos en el complejo industrial.
- La unidad de gasificación represento la única fuente de generación de vapor de alta presión, obtenido gracias el enfriamiento del gas a la salida del gasificador.
- Para la producción de metanol utilizando gas de síntesis proveniente del proceso de gasificación, se requiere una relación de H_2/CO mayor a 2,14.
- La ruta de procesamiento del gas de síntesis para la producción de NH_3 , tiene la desventaja de generar cantidades de CO_2 excedentes, lo cual pudiera ser elevada si el flujo de gas de síntesis es alto.
- El escenario III resultó ser el más atractivo en cuanto a la producción de energía eléctrica, además que este no generó cantidades excedentes de CO_2 .
- Considerar un esquema de gasificación con carga menor a 10.000 TM/día no sería un esquema viable para la producción de productos petroquímicos (metanol, amoníaco y urea). La razón se debe a la economía de escala y a los resultados obtenidos en los balances de masa de cada uno de los productos generados.
- El complejo de gasificadores integrado con las plantas petroquímicas y recuperadores de calor (HRSG), es suficiente en cuanto consumo eléctrico.

- Junto con la producción de gas se síntesis se logra obtener un importante nivel de generación de energía eléctrica a través de la utilización del gas residual remanente obtenido en la unidad de purificación de hidrógeno (PSA).
- En la fase de tratamiento para la obtención de un gas de síntesis apropiado para la síntesis de amoníaco, se requiere de una tecnología de remoción de gas, donde considere la separación independiente del H₂S y CO₂, ya que se requerirán estos componentes para obtener productos de características diferentes.
- Debido a las grandes capacidades de procesamiento de coque, 15.000 TM/día, el diseño de este complejo para cada escenario deberá ser de forma modular, donde se deberán incluir trenes de proceso en las distintas unidades para cubrir las cargas correspondientes al total de la alimentación.

V.2 RECOMENDACIONES

- Realizar la evaluación económica considerando los 3 escenarios planteados en el tema de estudio, donde además se analice el impacto y sensibilidad del precio del coque para la ejecución de un proyecto de este tipo.
- Profundizar a través de una evaluación técnica, la selección del mejor esquema de tratamiento y eliminación selectiva de los gases ácidos provenientes del gas de síntesis.
- Analizar con más detalle la integración energética de las diferentes unidades de procesamiento en el complejo industrial.
- Evaluar desde un punto técnico y económico la posibilidad de utilizar CO₂ gaseoso, en áreas cercanas a la ubicación de este complejo de gasificadores para las Operaciones de Recuperación Mejorada del crudo (EOR).
- Considerar la instalación de las plantas criogénicas de separación de aire como parte de toda la inversión de este complejo. De esta manera se evitará la compra (a un tercero) del oxígeno utilizado en la unidad de gasificación, ya que este representa un costo variable operativo muy elevado que impactará la factibilidad económica del proyecto.
- Analizar desde un punto de vista técnico y económico la utilización del nitrógeno libre remanente después de la obtención del oxígeno de las plantas de separación de aire.
- Promover a través de entes gubernamentales y privados la ejecución de estudios de viabilidad o factibilidad técnica-económica en el aprovechamiento del coque para la obtención de productos petroquímicos, cuyo planteamiento y viabilidad se demostró desde un punto técnico en este Trabajo Especial de Grado.
- Analizar como parte del alcance de un estudio posterior a la viabilidad técnica-económica, el destino y las posibles aplicaciones (en Venezuela) de las cenizas y residuos que se obtienen en el proceso de gasificación.

BIBLIOGRAFÍA

- Abad, A. (2003). Eliminación de H₂S de gases de gasificación en reactores de lecho móvil a presión. Tesis Doctoral. Universidad de Zaragoza. Disponible en: <http://digital.csic.es/bitstream/10261/5040/1/Tesis%20Alberto.pdf>. [Consulta: 2014, Octubre 15].
- AICHE (2010). Producing Electricity and Chemicals Simultaneously [Documento en línea]. Disponible: <http://www.dynalytics.net/PDFDocs/Electricity%20and%20Chemicals%20from%20Coal-CEP%20Feb%2020%202010-1.pdf> [Consulta: 2014, Febrero 17].
- Amoniaco (2005). Consultado el 04 de octubre de 2014. Página web de Textos científicos. Disponible en: <http://www.textoscientificos.com/quimica/amoniaco>.
- Bell, D. (2011). Gasificación [Imagen]. Disponible en: <http://www.umag.cl/coneiq2011/wp-content/uploads/2011/11/gasificacion.pdf>. [Consulta: 2014, Junio 15].
- Bohórquez, A. (2009). Estudio de factibilidad de esquemas de proceso para la producción de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos a partir de la gasificación del coque generado en los mejoradores de Jose. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- Caro, W., Rueda, J. (2007). Modelamiento y simulación de un gasificador de carbón para la obtención de hidrógeno [Resumen en línea]. Trabajo Especial de Grado no publicado, Universidad Industrial de Santander. Disponible: <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2007/123945.pdf> [Consulta: 2014, Febrero 25].
- Castells, X., Velo, E. (2012). La Gasificación. [Libro en línea]. Tratamiento y Valorización Energética de Residuos. 423-431 pg. Disponible: <http://books.google.co.ve/books?id=UGNJ28JbNjQC&pg=PA426&lpg=PA46&dq=reblandecimiento+de+las+cenizas&source=bl&ots=YEELLpEYA&sig=f2LFk-9DresHVVsIA3gQsDnfIbI&hl=es->

419&sa=X&ei=kz_2U4ZX1reiBNr5grAD&ved=0CBQQ6AEwAQ#v=onepage&q=reblandecimiento%20de%20las%20cenizas&f=false.

[Consulta: 2014, Agosto 10].

Ciclos Combinados (2009). Consultado el 22 de Enero de 2014, Página web de Renovetc. Disponible: <http://www.cicloscombinados.com/cicloscombinados.htm>
1

Commercial Gasifiers (2009). Consultado el 25 de agosto de 2014, página web de NETL Technologies. Disponible en: <http://www.netl.doe.gov/research/coal/energysystems/gasification/gasifipedia/entrainedflow>.

Cooper, H. (2010). Producing Electricity and Chemicals Simultaneously. [Documento en Línea]. Disponible: <http://www.aiche.org/resources/publications/cep/2010/cep/2010/february/producing-electricity-and-chemicals-simultaneously>
[Consulta: 2014, Mayo 20].

Coppari, N., Gómez de Soler, S., Ramilo, L. (2001). Realidades y Mitos de la Energía Eólica. [Documento en Línea]. Disponible: <http://www.cnea.gov.ar/sites/default/files/boletin7.pdf> [Consulta: 2014, Septiembre 20].

Da Silva, J., Ferreira, A., Neira, A., Matas, G., Brandt, M. (2008). Alternativas de generación termoeléctrica utilizando el coque de petróleo como fuente de energía. [Documento en Línea]. Disponible: http://saber.ucv.ve/ojs/index.php/rev_fiucv/article/view/5080/4887 [Consulta: 2014, Abril 20].

Fernández, P. (2009). GASIFICACIÓN DEL CARBÓN. [Documento en línea]. Disponible: <http://es.redsauce.net/> [Consulta: 2014, Octubre 05].

Gasificación (2014). Obtención de Metanol. Consultado el 20 de marzo de 2014. Disponible: http://fjarabo.webs.ull.es/Biomasa/Bio04/Bio04_32.htm

Gasification & Syngas Generation (2013). [Documento en Línea]. Disponible: http://www.fwc.com/getmedia/fbe66c67-97d2-4dad-b051-c38ffceb6a14/Gasification-_SynGas_Generation.pdf.aspx [Consulta: 2014, Julio 25].

- G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L (2009). [Documento en línea]. Disponible en: http://www.oilproduction.net/cms/fies/GPA_Nota_Tecnica_63.pdf [Consulta: 2014, Marzo 25].
- Haldor Topsoe (2009). Sulphur Resistant/ Sour Water-gas Shift Catalyst. [Documento en Línea]. Disponible: http://www.topsoe.com/business_areas/gasification_based/Processes/~~/media/PDF%20files/SSK/topsoe_SSK%20brochure_aug09.ashx [Consulta: 2014, Octubre 03].
- Haldor Topsoe A/S (1997). Fertilizer Complex-JOSE, Venezuela. [Documento de carácter confidencial].
- Haldor Topsoe A/S (1998). Grupo Alvica- Proyecto Ameriven. [Documento de carácter confidencial].
- Haldor Topsoe A/S (2009). Project Veniran. [Documento de carácter confidencial].
- Hernández, D. (2004). Oxidación Parcial-Gasificación [Libro en línea]. Refino, Gas y Marketing 430-437. Disponible: <http://es.scrib.com/doc/79749052/procesos-de-refino-a-hernandez-repsol6> [Consulta: 2014, Febrero 25].
- IHS Chemical (2014). Ammonia [Revista en Línea]. Disponible en: <http://www.ihc.com/products/chemical/planning/ceh/ammonia.aspx> [Consulta: 2014, Febrero 21].
- Kum, H. (2013a). Mejoramiento de Crudos Pesados [Presentación en Power Point]. Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería Química.
- Kum, H. (2013b). Procesamiento de Residuales /Coquificación [Presentación en Power Point]. Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería Química.
- Izaguirre, C., Erazo, D. (2009). Aspectos Importantes en el Proceso de Gasificación. [Documento en Línea]. Disponible: <http://agroensa.com/static/docs/2375RESUMEN%20DE%20LA%20TECNOLOGIA%20DE%20GASIFICADOR.pdf> [Consulta: 2014, Septiembre 27].
- Klein, A., Themelis, N. (2003). Energy Recovery from Municipal Solid Waste by Gasification. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/NAWTEC-gasification-klein.pdf> [Consulta: 2014, Marzo 24].

- Peters, M., Timmerhaus, K. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. [Libro en Línea]. Disponible: <http://es.slideshare.net/robayofy/1991-peters-timmerhausplantdesignandconomicsforchemicalengineers-28293490>. [Consulta: 2014, Octubre 20].
- Mega Plant Concept (2014). Consultado el 10 de julio. Página web de Stamicarbon pure Knowledge. Disponible en: <http://www.stamicarbon.com/mega-plant-concept>.
- National Renewable Energy Laboratory (2009). Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with a Detailed Analysis of an MDEA System. [Documento en Línea]. Disponible: <http://www.nrel.gov/docs/fy11osti/50482.pdf>. [Consulta: 2014, Septiembre 29].
- Netzer, David., Departamento de Desarrollo Económico., Inversión y Desarrollo Industrial., Departamento de Energía., Instituto de investigación de energía Alberta. (2006). Alberta Bitumen Processing Integration Study Final Report. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.energy.alberta.ca/EnergyProcessing/pdfs/albertaintegrationreport.pdf> [Consulta: 2014, Febrero 12].
- OPICA Consultores (2009). Taller de Ingeniería de Procesos de Superficies de Gas Natural. Módulo I, Módulo II, UCV.
- Páez, R. (2013a). Importancia de la Faja Petrolífera del Orinoco. [Presentación en Power Point]. Statoil.
- Páez, R. (2013b). Procesos y Tecnologías de Mejoramiento. [Presentación en Power Point]. Statoil.
- PDVSA (2005). Clasificación del Crudo Según API. Consultado el 3 de marzo de 2014, Sitio oficial de petróleos de Venezuela. Disponible: http://www.pdvs.com/PESP/Pages_pes/aspectostecnicos/produccion/tipos_crudos.html
- Projects (2014). Consultado el 30 de junio. Página web de Snamprogetti Romania. Disponible en: <http://www.snamprogetti.ro/Projects>.
- Stork Engineers & Contractors B.V. (1998). Project Jose Industrial Complex. [Documento de carácter confidencial].

- Tecnoconsult-Fluor (1990). Amine Treating. Process Manual, vol. 4. [Documento de carácter confidencial].
- Tecnoconsult-Technip (2013). Fujairah Refinery Project. [Documento de carácter confidencial].
- Torrealba, L. (2004). Informe de entrenamiento industrial. Universidad Nacional Experimental Politécnica “Antonio José de Sucre”, Caracas. Proyecto de pasantía larga no publicado.
- The Linde Group (2009). Hydrogen Recovery by Pressure Swing Adsorption. [Documento en línea]. Disponible: <http://linde-india.com/userfiles/image/File/Hydrogen%20Recovery%20by%20PSA.pdf> [Consulta: 2014, Septiembre 10].
- United Catalysts (1984). Hydrogen Plant Design. Process Manual, vol. 27. [Documento de carácter confidencial].
- United Nations Industrial Development Organization (UNIDO), International Fertilizer Development Center (IFDC) (1979). Fertilizer Manual. [Documento en línea]. Disponible: [http://shantisystems.net/survival Gardening%20and %20Farming/Gardening/Fertilizer%20Manual.pdf](http://shantisystems.net/survival%20and%20Farming/Gardening/Fertilizer%20Manual.pdf) [Consulta: 2014, Agosto 05].
- Urea (2005). Consultado el 04 de octubre de 2014. Página web de Textos científicos. Disponible en: <http://www.textoscientificos.com/quimica/urea>

APÉNDICES

APÉNDICE A. Esquemas del complejo industrial propuesto para los diferentes escenarios.

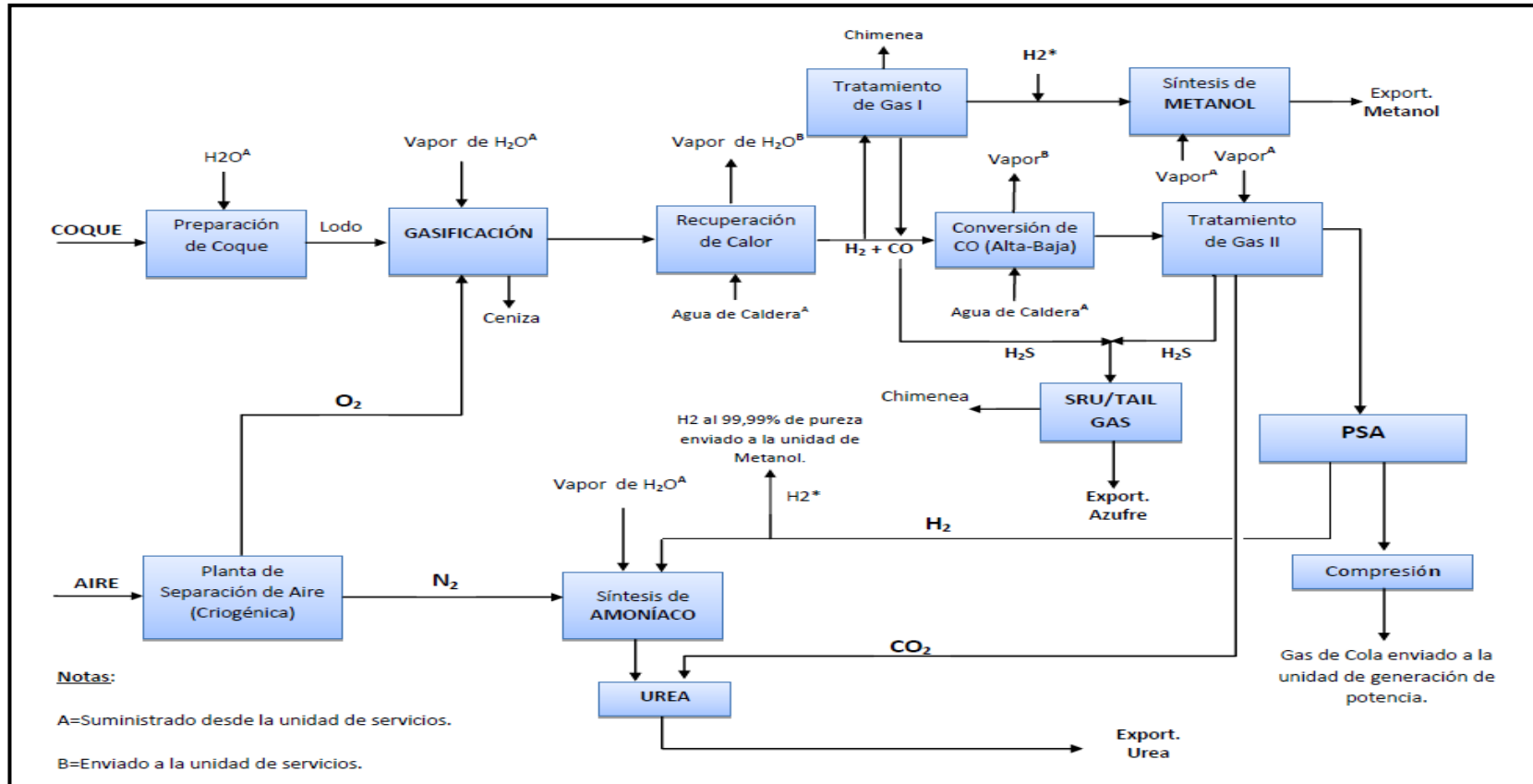


Figura N°. 15. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario I.

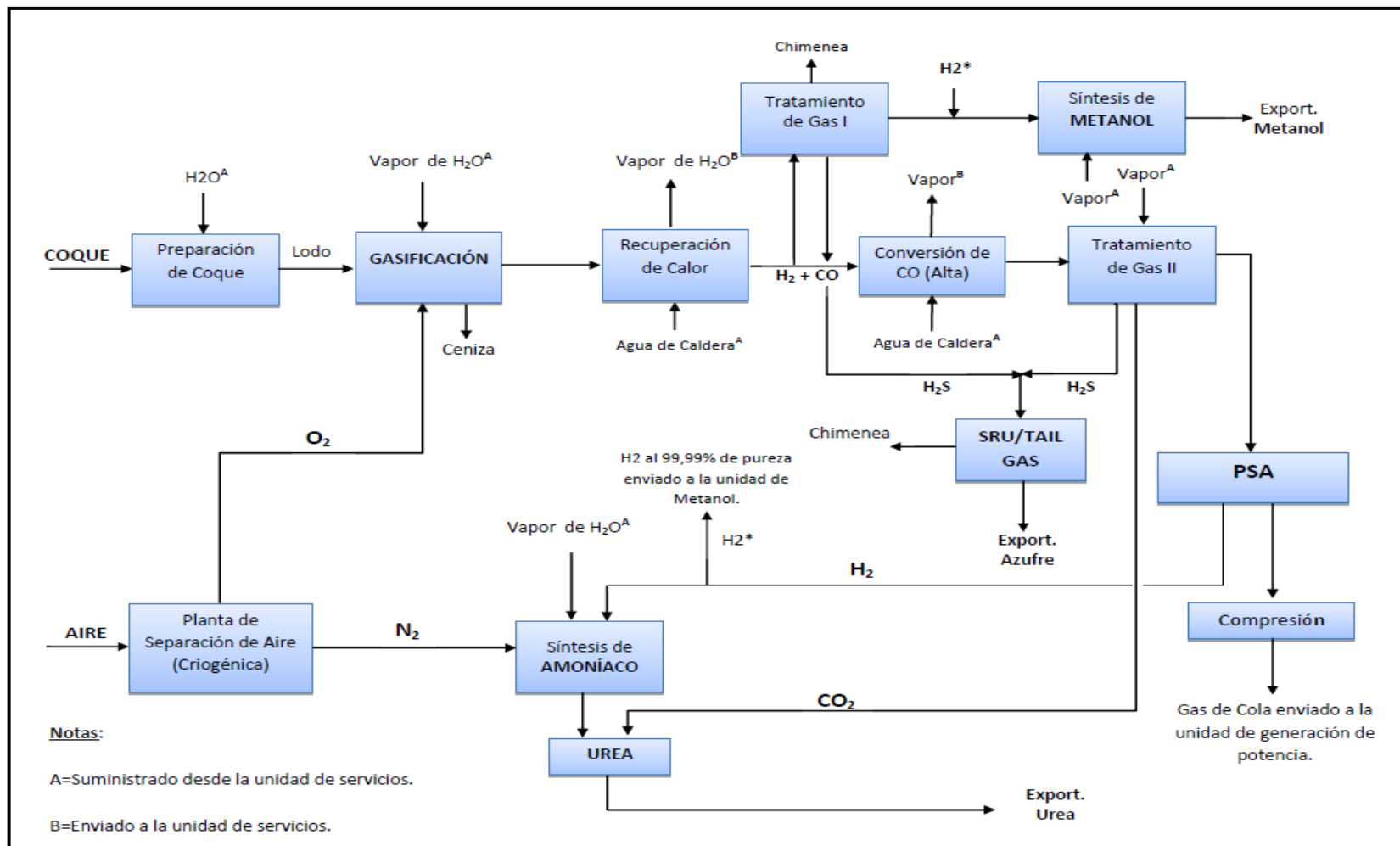


Figura N°. 16. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario II.

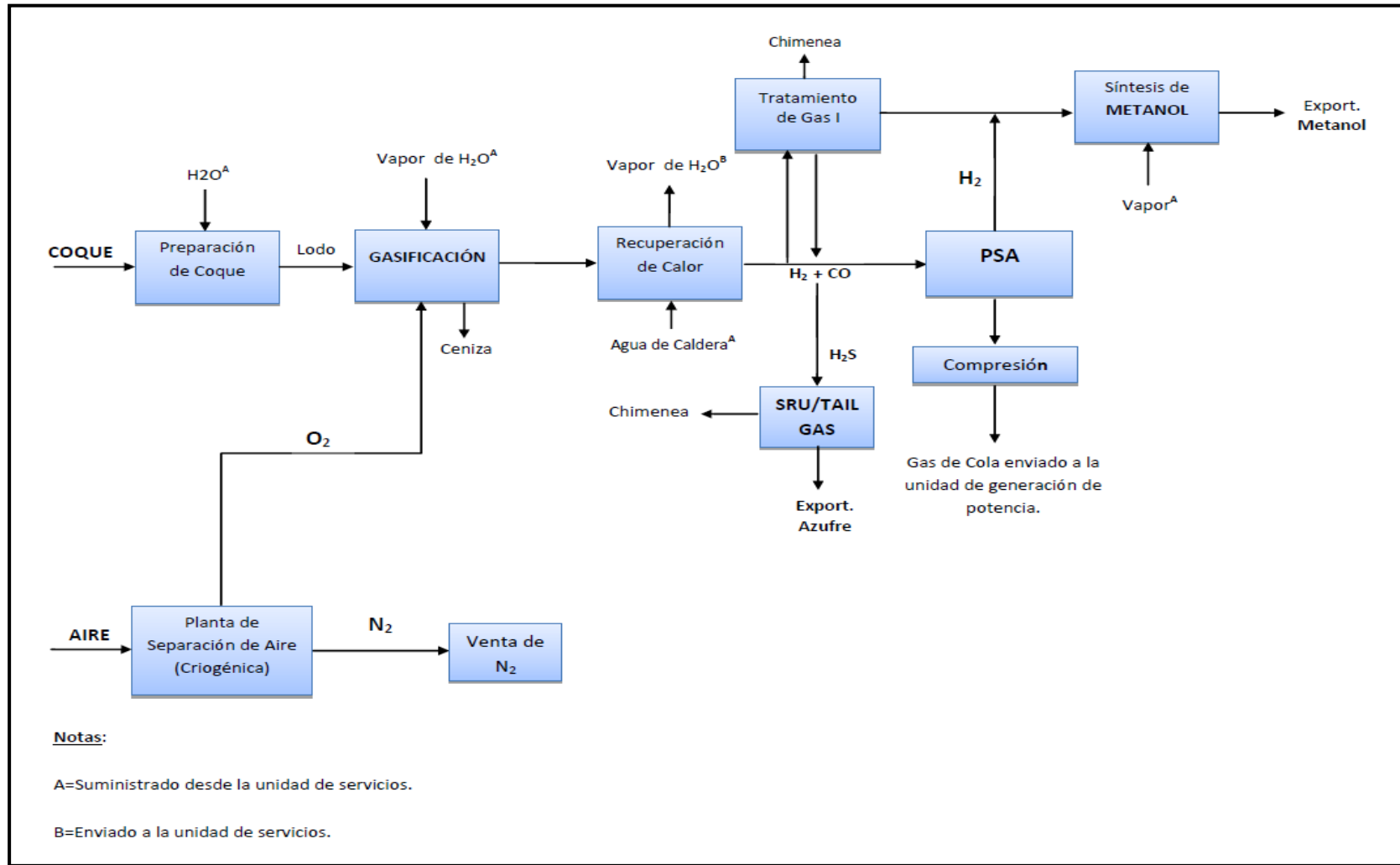


Figura N°. 17. Esquema Global del Complejo Industrial, Escenario III.

APÉNDICE B. Requerimientos de los servicios industriales en cada uno de los escenarios.

Tabla N°. 14. Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario I.

Unidad	Capacidad	Electricidad (MW)	Agua Potable (M ³ /hr)	Agua DESML. / Condensados (M ³ /hr)	Agua de Enfriamiento (M ³ /hr)	Vapor HP (TM/hr)	Vapor MP (TM/hr)	Aire comprimido (Nm ³ /hr)	N ₂ (Nm ³ /hr)	Gas natural (Nm ³ /hr)
Procesos										
Prep. Coque (TM/día)	15.000	16	367	X	X	X	X	X	X	X
Gasificación (TM/día)	15.000	X	X	X	X	73	X	100	50	500
Conversión de CO (Nm ³ /hr)	1.068.914	X	X	X	4.830	344	X	X	X	X
Tratam. Gas I (Nm ³ /hr)	518.096	1	X	26	10.663	124	X	100	X	X
Tratam. Gas II (Nm ³ /hr)	1.496.479	7	X	144	47.045	601	X	300	X	X
Metanol (TM/día)	8.447	20	X	X	7.180	X	598	200	10	X
PSA (Nm ³ /hr)	814.077	X	X	X	X	X	X	200	X	X
Compresión PSA (Nm ³ /hr)	174.436	X	X	X	2.330	305	X	X	X	X

SRU/ Solificación (TM/día)	504	2	X	18	1.675	X	X	100	X	1.783
NH ₃ (TM/día)	703	1	X	16	3.075	X	123	300	10	500
Planta de Aire (Tm/hr O ₂)	488	260	X	X	X	X	X	400	X	X
Urea (TM/día)	11.52	25	X	4	3.744	45	X	100	X	X
Generación eléctrica (MW)	154	X	X	X	X	X	X	X	X	X
<i>Off site/Utilútes</i>										
Planta de Agua (M ³ /hr)	79	1	X	X	X	X	X	384	X	X
Efluentes (M ³ /hr)	3.489	8	X	X	X	X	X	2.032	X	X
Agua Desmi. (M ³ /hr)	3.140	0	1.493	X	X	X	X	100	X	X
Agua de enfriamiento (M ³ /hr)	1.344	18	1.611	X	X	77	X	2.384	X	X
Vapor MP (TM/hr)	80.542	0	X	X	X	49	X	X	X	X

Vapor HP (TM/hr)	544	1	X	X	X	X	X	X	X	X
Aire comprimido (Nm3/hr)	3.808	1	X	X	X	X	X	11	X	X
Gas natural (Nm3/hr)	X	X	X	X	X	X	X	50	X	X
Tanques y almacenes (TM)	7.360	3	X	X	X	20	X	100	X	X
Mechurrios (Kg/hr)		X	X	X	X	X	X	X	X	200
Edificios		X	X	X	X	X	X	X	X	X
Otras facilidades		2	10	X	X	20	X	500	X	X
Totales <i>Utilities</i> y off site		34	3.122	X	X	166	X	5.560	X	200
Totales generales		366	3.489	208	80.542	1.657	721	7.360	70	2.983

Tabla N°. 15. Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario II.

Unidad	Capacidad	Electricidad (MW)	Agua Potable (M ³ /hr)	Agua DESMI. / Condensados (M ³ /hr)	Agua de Enfriamiento (M ³ /hr)	Vapor HP (TM/hr)	Vapor MP (TM/hr)	Aire comprimido (Nm ³ /hr)	N ₂ (Nm ³ /hr)	Gas natural (Nm ³ /hr)
Procesos										
Prep. Coque (TM/día)	15.000	16	367	X	X	X	X	X	X	X
Gasificación (TM/día)	15.000	X	X	X	X	X	73	100	50	500
Conversión de CO (Nm ³ /hr)	1.068.914	X	X	X	3.558	X	43	X	X	X
Tratam. Gas I (Nm ³ /hr)	518.096	1	X	26	10.653	X	124	100	X	X
Tratam. Gas II (Nm ³ /hr)	1.122.359	6	X	114	34.079	X	478	300	X	X
Metanol (TM/día)	5648	26	X	X	9.601	400	X	200	10	X
PSA (Nm ³ /hr)	816.356	X	X	X	X	X	X	200	X	X
Compresión PSA	449.805	X	X	X	5.999	X	731	X	X	X
SRU/ Solificación (TM/día)	443	2	X	16	1.470	X	X	100	X	1.565

NH ₃ (TM/día)	403	1	X	18	3.524	70	X	300	10	500
Planta de Aire (TM/hr O ₂)	488	260	X	X	X	X	X	400	X	X
Urea (TM/día)	660	15	X	2	2.146	X	26	100	X	X
Generación eléctrica (MW)	850	X	X	X	X	X	X	100	X	X
Off site/Utilites										
Planta de Agua (M ³ /hr)	498	X	X	10	X	X	X	100	X	X
Efluentes (M ³ /hr)	2.897	1	X	X	X	X	X	319	X	X
Agua Desmi. (M ³ /hr)	2.608	6	X	X	X	X	X	1.687	X	X
Agua de enfriamiento (M ³ /hr)	990	X	1.100	X	X	X	X	100	X	X
Vapor MP (TM/hr)	1.072	X	X	X	X	X	49	X	X	X
Vapor HP (TM/hr)	3.808	1	X	X	X	X	X	X	X	X
Aire comprimido (Nm ³ /hr)	6.679	1	X	X	X	X	X	11	X	X

Gas natural (Nm ³ /hr)		X	X	X	X	X	X	10	X	X
Tanques y almacenes (TM)	1.127.769	X	X	X	X	X	X	50	X	X
Mechurrios (Kg/hr)		X	X	X	X	X	X	X	X	X
Otras facilidades		2	10	X	X	X		500	X	X
Totales <i>Utilities</i> y off site		25	2.531	X	X	X	117	4.779	X	X
Totales generales		352	2.897	177	71.029	471	1.592	6.679	70	2.565

Tabla N°. 16.Resultados del balance de masa y energía en los requerimientos industriales del escenario III.

Unidad	Capacidad	Electricidad (MW)	Agua Potable (M ³ /hr)	Agua DESMI. / Condensados (M ³ /hr)	Agua de Enfriamiento (M ³ /hr)	Vapor HP (TM/hr)	Vapor MP (TM/hr)	Aire comprimido (Nm3/hr)	N ₂ (Nm3/hr)	Gas natural (Nm3/hr)
Procesos										
Prep. Coque (TM/día)	15.000	15,51	366,10	X	X	X	X	X	X	X
Gasificación (TM/día)	15.000	X	X	X	X	X	73,22	100	50	500

Tratam. Gas I	238.051	0,61	X	12,02	16826,12	X	56,88	100	X	X
Metanol (TM/día)	4.815	22,59	X	X	8185,99	341,08	X	200	10	X
PSA (Nm3/hr)	1.348.958	X	X	X	1090,48	X	X	200	X	X
Compresión PSA (Nm3/hr)	1.002.415	X	X	X	11161,38	X	1422	X	X	X
SRU/ Solificación (TM/día)	98	0,35	X	3,51	326,63	X	X	100	X	347
Planta de Aire (TM/Hr O ₂)		259,79	X	X	X	X	X	100	X	X
Generación eléctrica (MW)	715	X	X	X	X	X	X	100	X	X
Off site/Utilites										
Planta de Agua (M ³ /hr)	842	1,08	X	X	X	X	X	283,90	X	X
Efluentes (M ³ /hr)	2.581	5,69	X	X	X	X	X	1502,88	X	X
Agua Desmi. (M ³ /hr)	2.323	0,26	1453,02	X	X	X	X	X	X	X
Agua de enfriamiento (M ³ /hr)	1.308	8,27	751,81	X	X	X	35,97	1112,68	X	X

Vapor MP (TM/hr)	37.591	0,37	X	X	X	X	49,01	200	X	X
Vapor HP (TM/hr)	1.561	0,80	X	X	X	X	X	X	X	X
Aire comprimido (Nm ³ /hr)	3.350	0,42	X	X	X	X	X	10,52	X	X
Gas natural (Nm ³ /hr)	4.670	X	X	X	X	X	X	10	X	X
Tanques y almacenes (TM)	1.048	0,18	X	X	X	X	X	50	X	X
Mechurrios (Kg/hr)	100.1364	0,01	X	X	X	X	X	X	X	200
Otras facilidades		X	10,00	X	X	X	20	500	X	X
Totales <i>Utilities</i> y off site		17,08	2214,84	10,00	X	X	104	3769,98	X	200
Totales generales		315,93	2580,93	25,53	37590,60	341,08	1657,43	4669,98	60,00	1047,71

APÉNDICE B.1 Diagrama de proceso (Preliminar) del sistema de generación de vapor en el complejo industrial.

A continuación se describe por medio de la figura N°18, el sistema de generación de vapor empleado para los requerimientos de los servicios industriales.

El sistema arranca con un tanque de almacenamiento de agua desmineralizada donde llega la alimentación de agua fresca desde el tren desmineralizador del complejo. A este tanque también llegan los condensados que se recuperan de todas las plantas. Desde este tanque se alimenta toda el agua para la producción de vapor. Como primera fase se requiere pre-calentar esta agua de 30°C hasta unos 100°C, temperatura que es óptima para el proceso de desgasificación mecánica que se realiza en el desaireador. En este equipo se alimenta vapor de baja presión lo cual permite completar este proceso de despojamiento de gran parte del oxígeno disuelto en el agua. El agua sale del desaireador a una temperatura de 130°C y antes de ser bombeada se inyecta un químico secuestrante de oxígeno en línea de succión de las bombas de agua de caldera, lo que permite eliminar casi en su totalidad el oxígeno presente en el agua. El agua de caldera es bombeada desde el desaireador en dos destinos, uno dirigido hacia los generados de vapor de alta y media presión. Para el lado de generación de vapor de alta presión, el agua es ingresada es calentada en unos economizadores, los cuales utilizan parte del calor generado en los gasificadores. En esta fase la temperatura del agua de caldera se eleva hasta 284°C. Al lograr este calentamiento, el agua entra a un tambor de vapor, el cual representa el pulmón de alimentación hacia los generadores de vapor de alta presión. Desde este tambor se alimenta agua como líquido saturado y a una presión de 109 kg/cm²_g hacia los evaporadores, los cuales serán las calderas recuperadoras de calor ubicadas aguas debajo de los gasificadores. Todo el vapor producido en estas calderas ingresará al tambor de vapor donde se mantiene un equilibrio de vapor –líquido a la condición de saturación de presión de 109 kg/cm²_g. De este tambor sale todo el vapor producido de alta presión hacia los sobrecalentadores, los cuales se ubican también aguas debajo de los gasificadores. Estos sobrecalentadores se encargan de llegar desde 340° C

hasta 515°C el vapor de alta presión, esta temperatura será la del vapor de alimentación hacia las unidades que requerirán de este servicio.

Con respecto al lado de alimentación de agua de caldera de media presión, el agua de caldera desde el desaireador se alimenta con otras bombas hacia los generadores de vapor de media presión. Este vapor es obtenido con las calderas recuperadoras de calor a la salida del convertidor de CO de alta temperatura, de los gasificadores y del sistema de generación de potencia (HRSG). Todo el vapor de estos equipos saldrá a la temperatura de 330 °C, que será vapor sobrecalentado a una presión de 32 kg/cm² _g. El vapor de alta y media presión terminan en unas redes de vapor totalmente separadas e interconectadas. Cuando existen problemas de déficit de las redes de vapor de media o de baja presión, puede compensarse desde la red de alta presión, a través de líneas que comunican estas redes entre sí, utilizando válvulas de control de presión, con las cuales se logra ajustar la presión al valor de la red de menos presión. Estas redes poseen sistemas de control y de protección que actúan cuando hay paradas o descontrol de los distintos sistemas de generación de vapor. Estos sistemas de control y protección buscan atenuar y mitigar los desequilibrios de los sistemas de generación especialmente en paradas repentinas de planta, con lo cual se evitan que dichas variaciones causen daños en equipos y plantas.

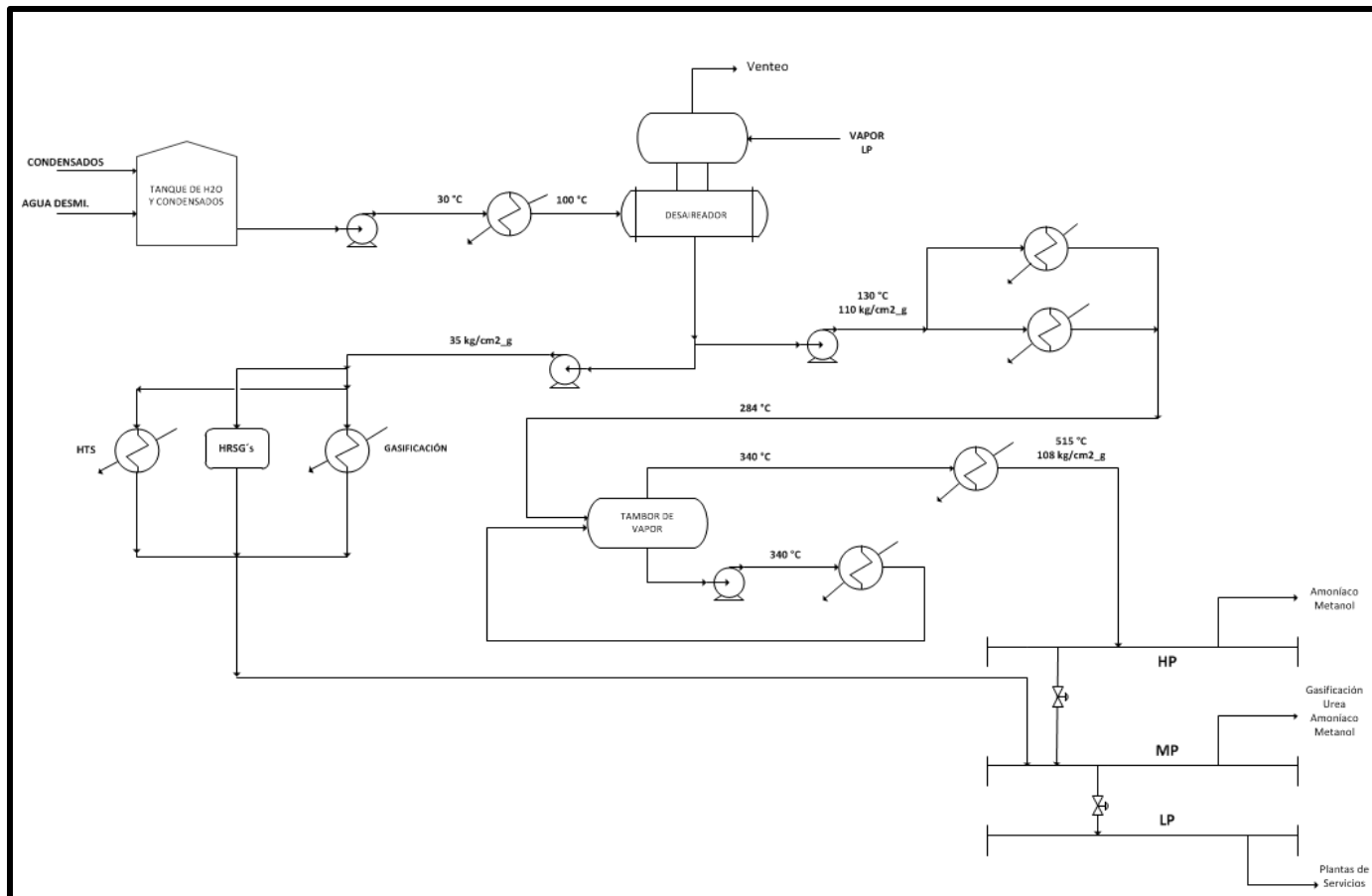
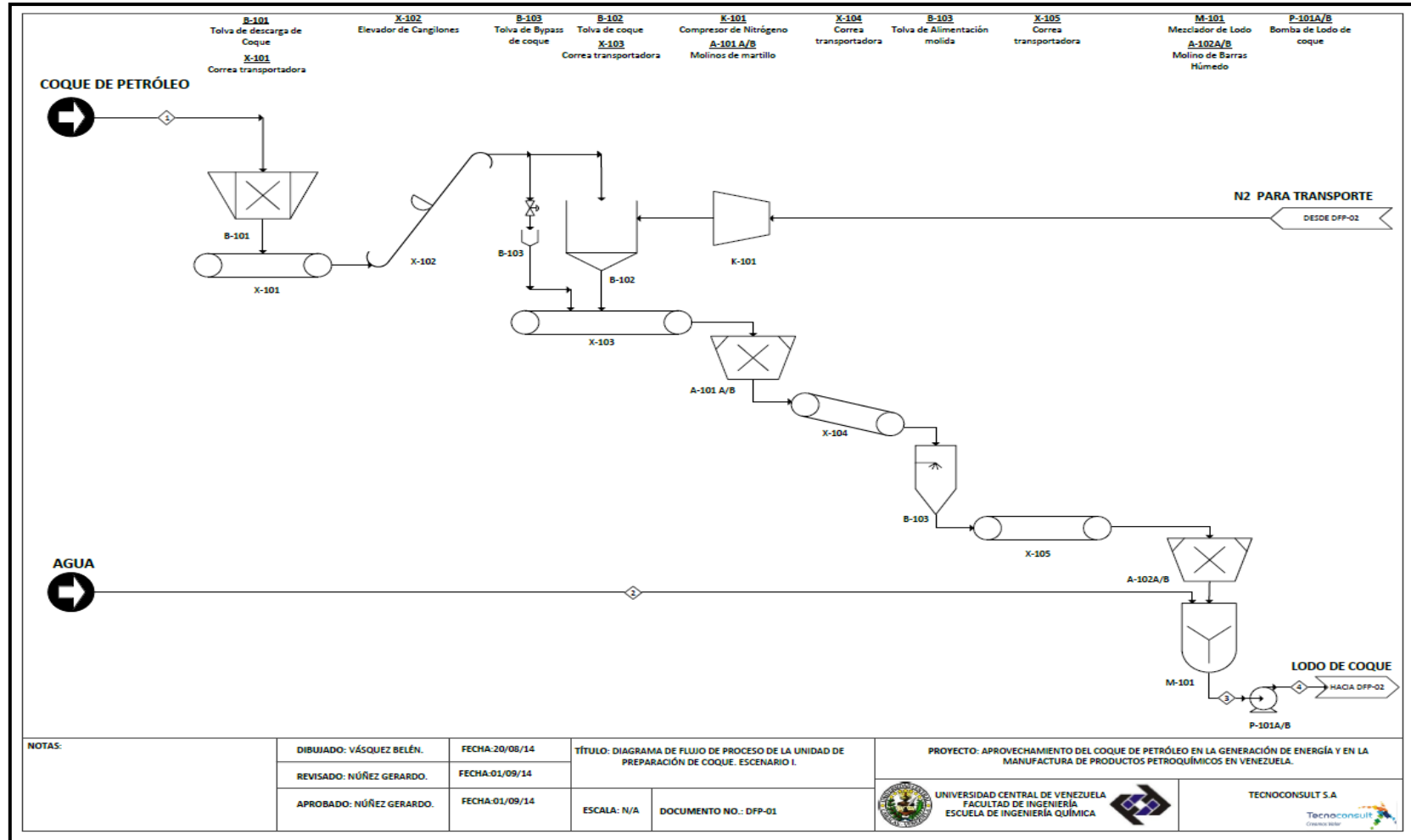
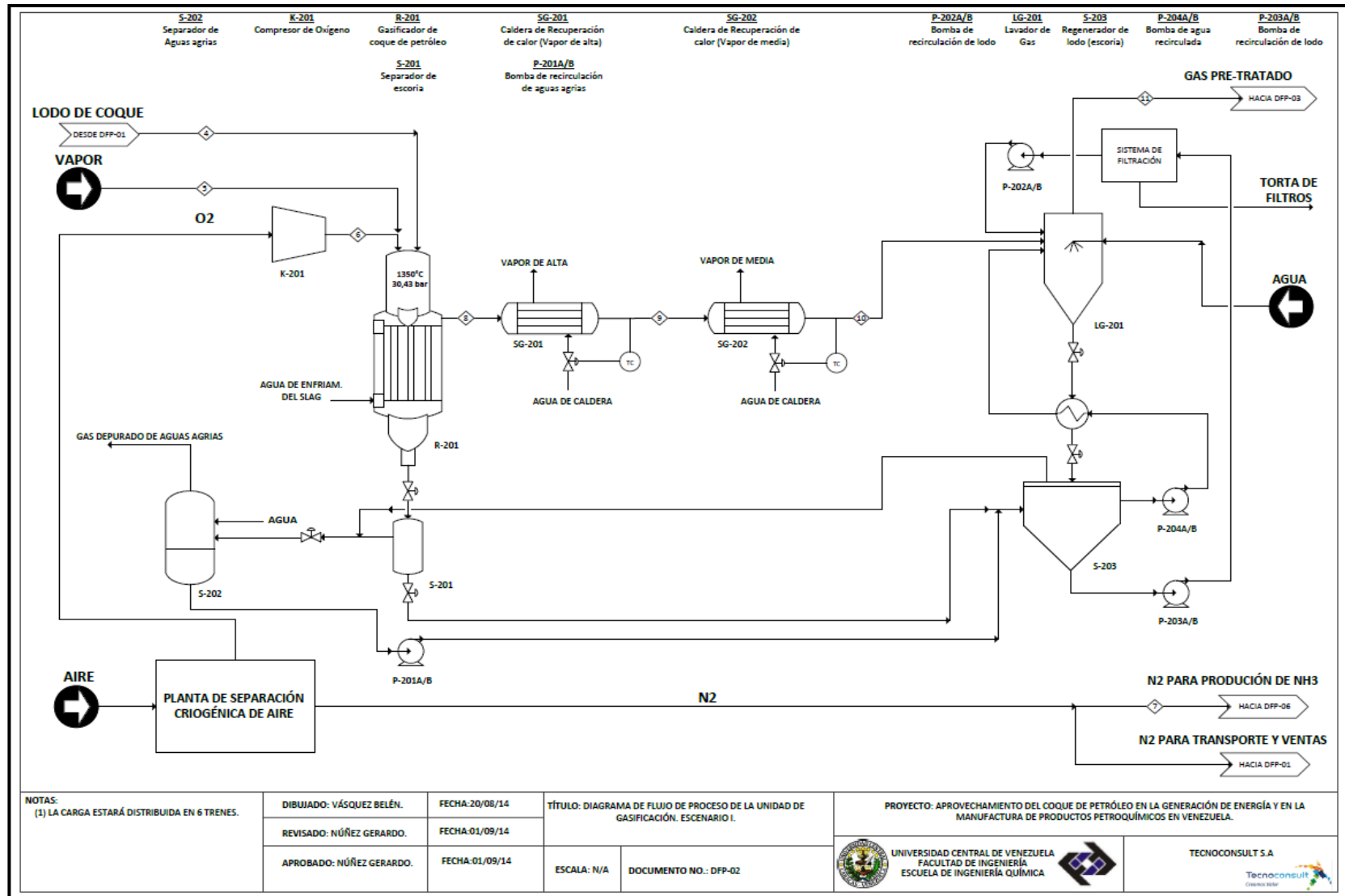
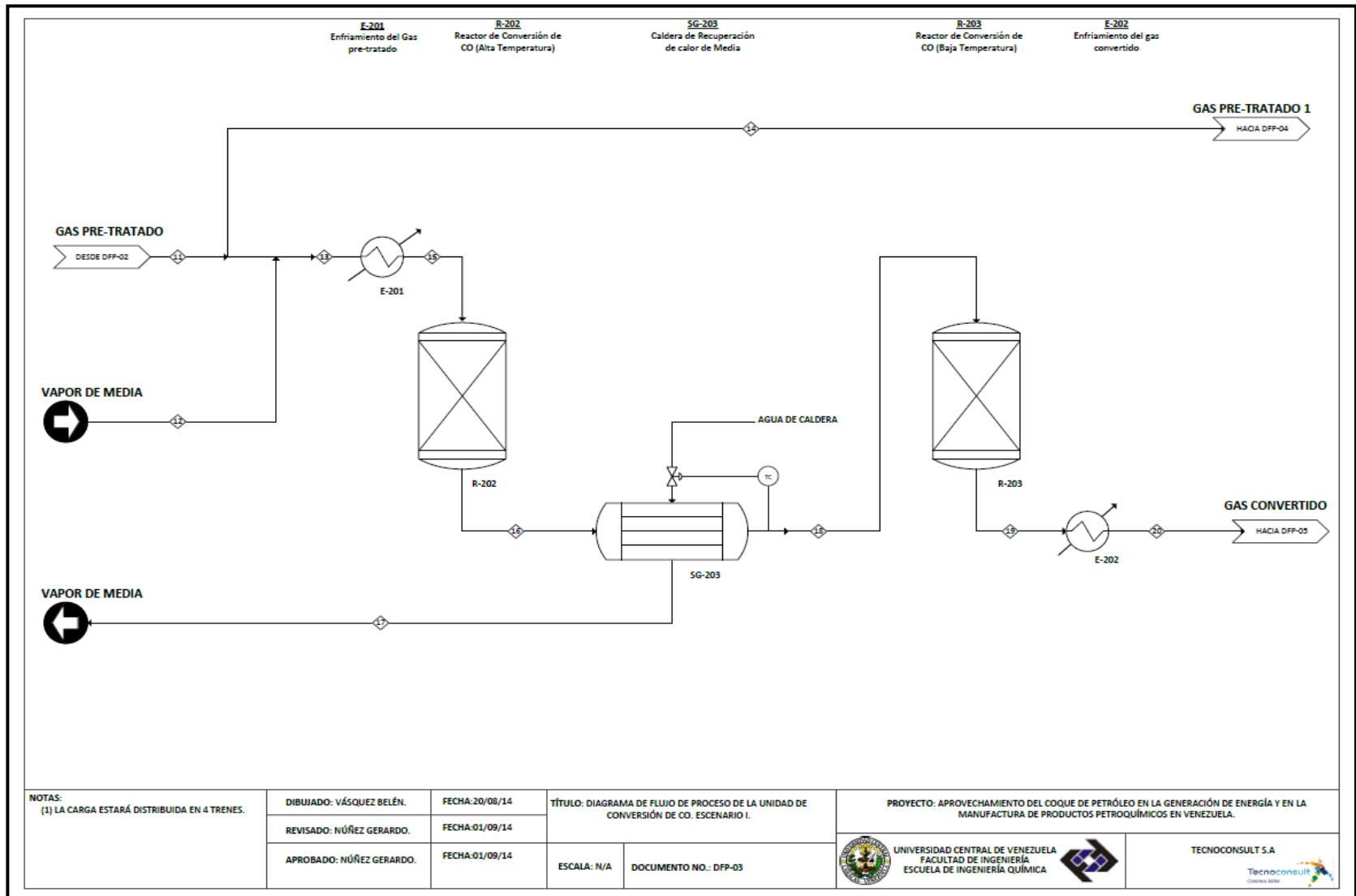


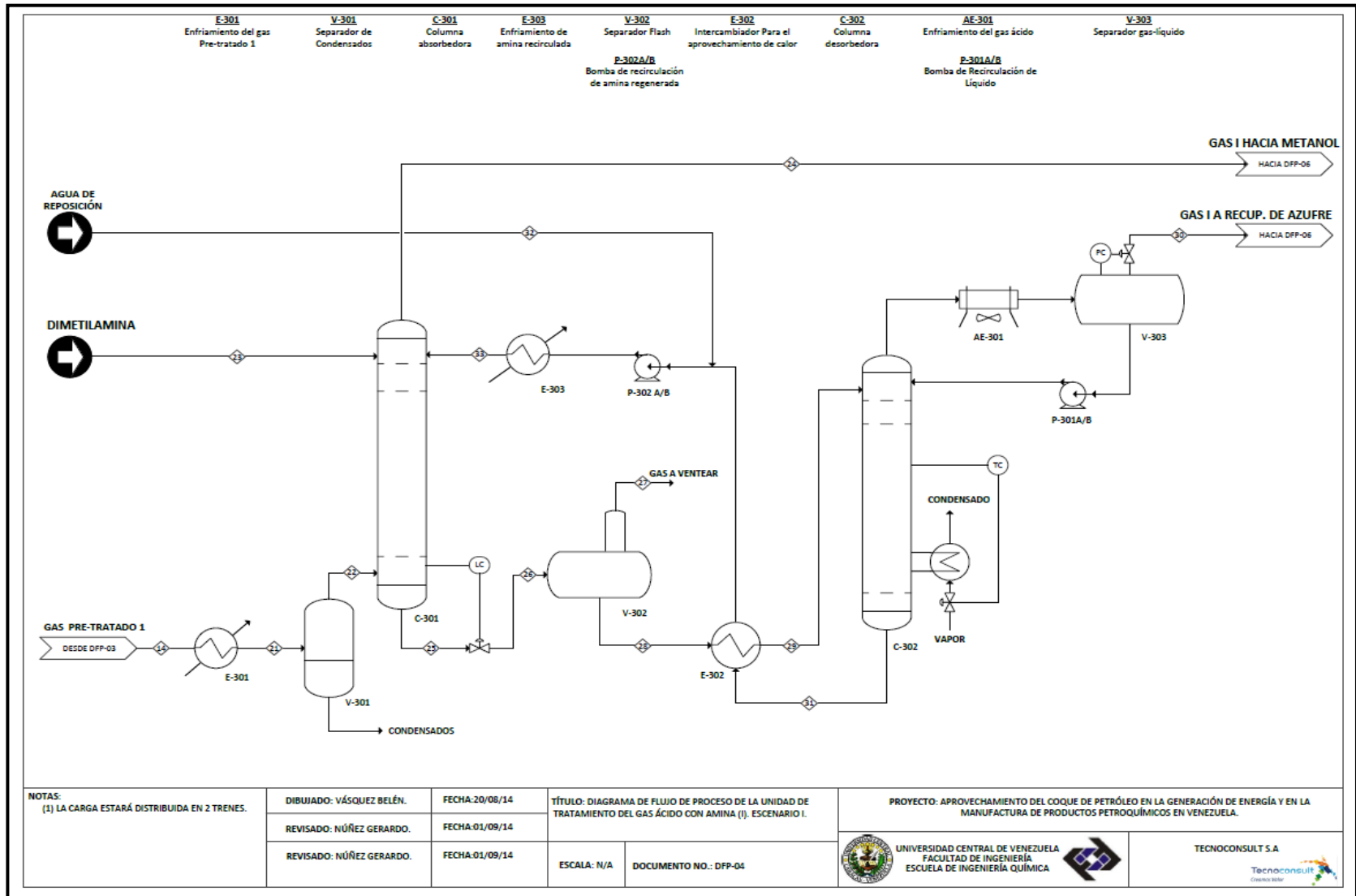
Figura N°. 18. Esquema del sistema de generación de vapor (Alta-Media).

APÉNDICE C. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario I.









NOTAS:
(1) LA CARGA ESTARÁ DISTRIBUIDA EN 2 TRENES.

DIBUJADO: VÁSQUEZ BELÉN. FECHA:20/08/14
 REVISADO: NÚÑEZ GERARDO. FECHA:01/09/14
 REVISADO: NÚÑEZ GERARDO. FECHA:01/09/14

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA UNIDAD DE TRATAMIENTO DEL GAS ÁCIDO CON AMINA (I). ESCENARIO I.

ESCALA: N/A DOCUMENTO NO.: DFP-04

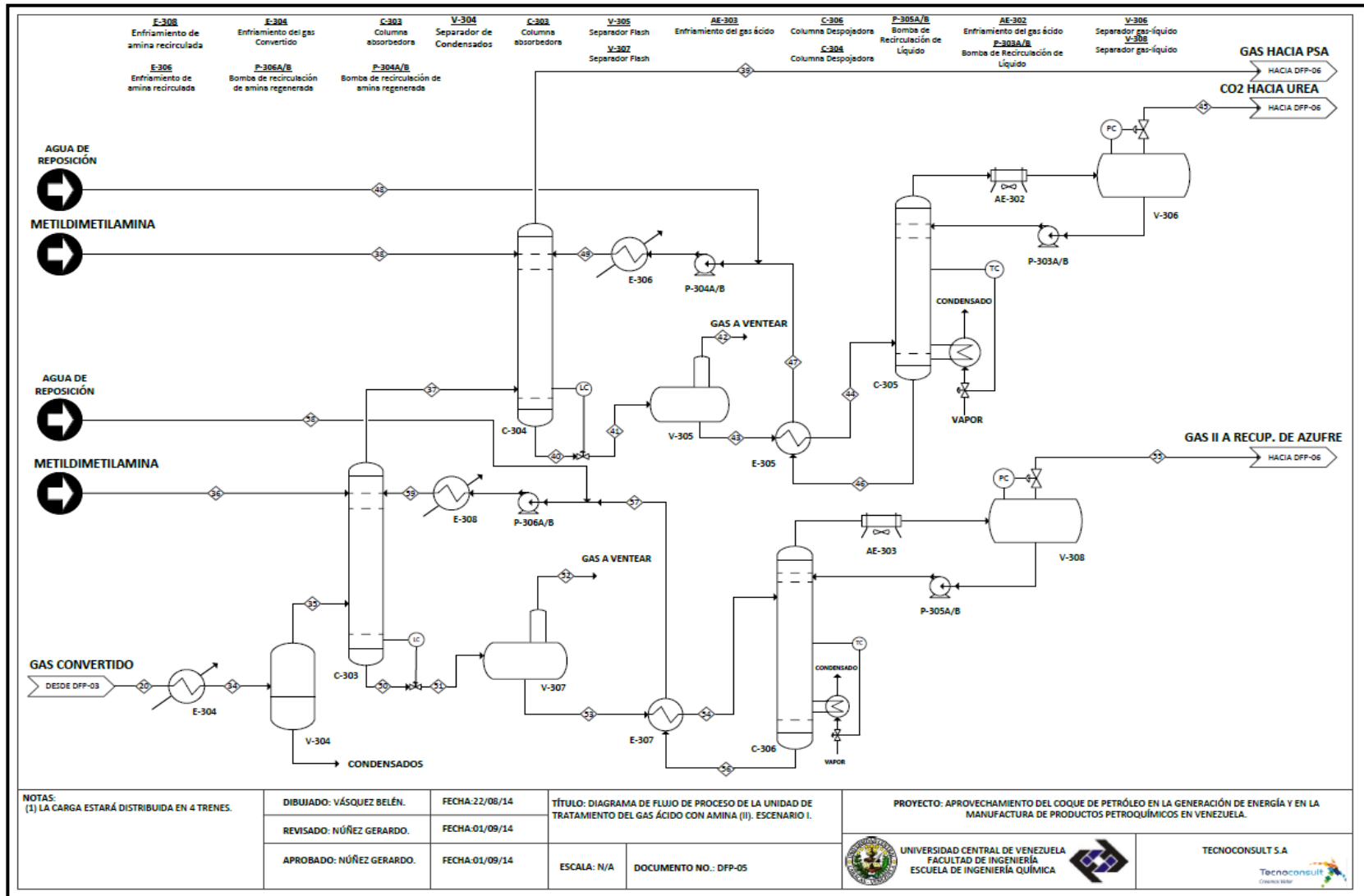
PROYECTO: APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA.



UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



TECNICONSULT S.A.
 Tecniconsult
 Creando Valor



NOTAS:
(1) LA CARGA ESTARÁ DISTRIBUIDA EN 4 TRENES.

DIBUJADO: VÁSQUEZ BELÉN.	FECHA: 22/08/14
REVISADO: NÚÑEZ GERARDO.	FECHA: 01/09/14
APROBADO: NÚÑEZ GERARDO.	FECHA: 01/09/14

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA UNIDAD DE TRATAMIENTO DEL GAS ÁCIDO CON AMINA (II). ESCENARIO I.

ESCALA: N/A DOCUMENTO NO.: DFP-05

PROYECTO: APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA.

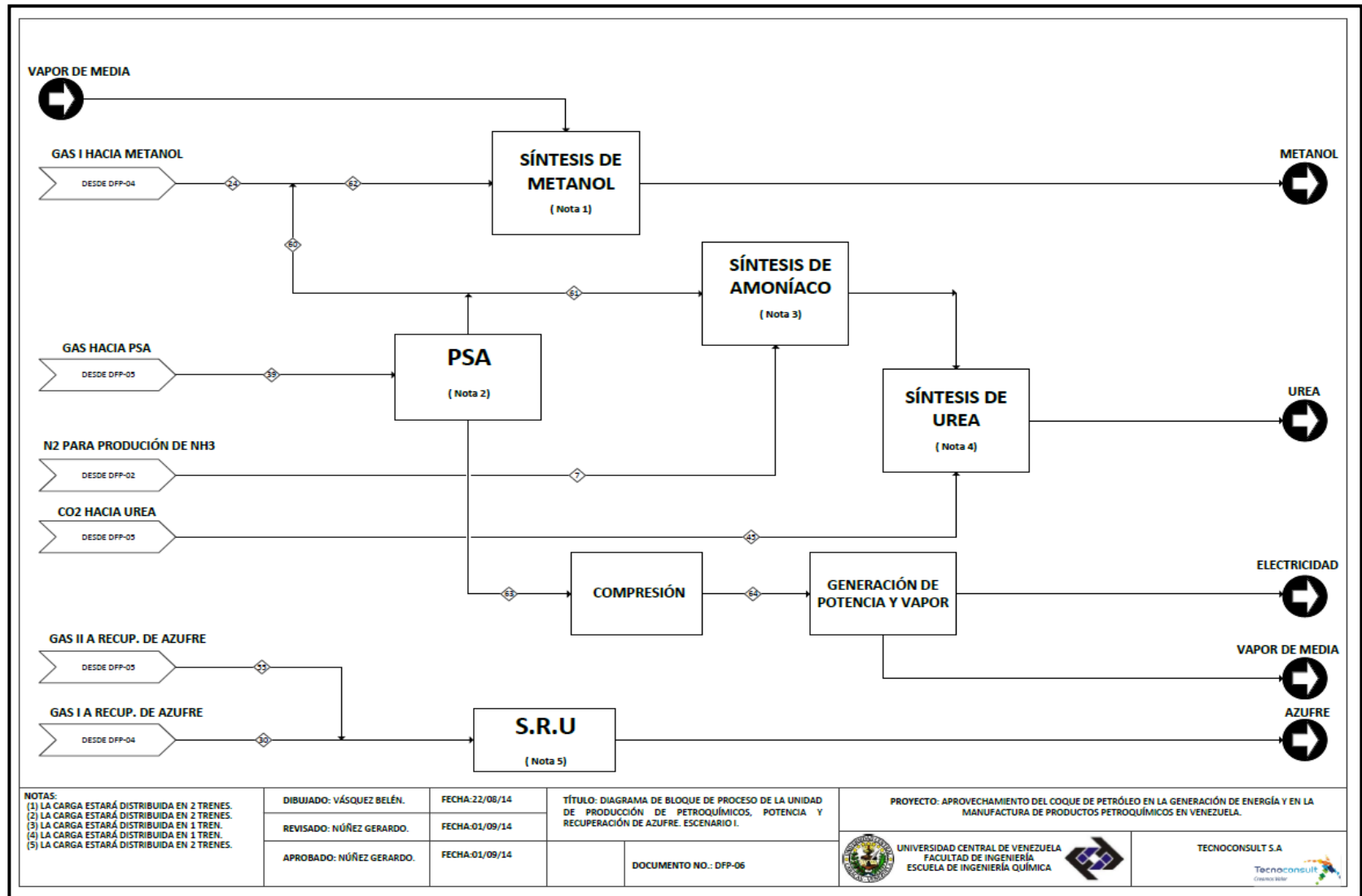


UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



TECNOCONSULT S.A.





APÉNDICE C.1. Balance de masa y energía obtenido para el escenario I.

	<i>Unidad</i>	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperatura	°C	26	28	27	27	264	110	110	1200	350
Presión	Bar	1	8	1	40	49	30	30	30	29
Flujo Másico	kg/hr	47473	20322	67795	67795	4064	15254	1019	70811	70811
Flujo Molar	Kmol/hr	610159	366095	976254	976254	73219	488127	28558	1537754	1537754
Flujo Volumétrico	m ³ /día	428	367	795	795	73	429	35	2484	2484
Entalpía	KJ/Kmol	12166	-286131	-77249	-77188	-235869	2344	2375	-85782	-116829
Densidad	kg/lt	1,4	1,0	1,2	1,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	N/A	0,9	N/A	N/A	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,321	0,321
H ₂ O		0,076	1,000	0,353	0,353	1,000	0,000	0,000	0,060	0,060
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,446	0,446
CO ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,160	0,160
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,904	0,000	0,633	0,633	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,013	0,013
S		0,020	0,000	0,014	0,014	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Temperatura	°C	240	240	380	355	240	310	450	330	210
Presión	Bar	28	28	32	29	27	29	28	30	27
Flujo Másico	kg/hr	70811	70811	19076	66765	23115	66765	66765	11102	66765
Flujo Molar	Kmol/hr	1537754	1537754	343653	1310561	502000	1310561	1310556	200000	1379282
Flujo Volumétrico	m ³ /día	2484	2484	344	1948	811	1948	2475	200	2544
Entalpía	KJ/Kmol	-116829	-116829	-230332	-144344	7127	-147643	-151878	-232250	-163955
Densidad	kg/lt	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,321	0,321	0,000	0,243	0,321	0,243	0,531	0,000	0,501
H ₂ O		0,060	0,060	1,000	0,288	0,060	0,288	0,000	1,000	0,057
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,446	0,446	0,000	0,338	0,446	0,338	0,050	0,000	0,047
CO ₂		0,160	0,160	0,000	0,121	0,160	0,121	0,409	0,000	0,386
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,013	0,013	0,000	0,010	0,013	0,010	0,010	0,000	0,009
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Temperatura	°C	281	50	48	49	35	35	53	53	53
Presión	bar	27	26	27	27	27	27	28	6	6
Flujo Másico	kg/hr	66765	66765	23115	21835	153322	17859	156193	156193	53
Flujo Molar	Kmol/hr	1379281	1379281	501966	478883	3310805	309908	3479779	3479779	1284
Flujo Volumétrico	m ³ /día	2618	2618	811	788	3259	582	3473	3473	2
Entalpía	KJ/Kmol	-163954	-172747	-129008	9472	-29636	8890	-28777	-28777	9722
Densidad	kg/lt	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	0,0	1,2	0,0	0,9	0,7	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,538	0,538	0,321	0,340	0,000	0,414	0,000	0,000	0,300
H ₂ O		0,019	0,019	0,060	0,005	0,958	0,000	0,928	0,929	0,020
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,009	0,009	0,446	0,472	0,000	0,576	0,000	0,000	0,400
CO ₂		0,424	0,424	0,160	0,170	0,000	0,008	0,028	0,028	0,260
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,009	0,009	0,013	0,014	0,000	0,000	0,002	0,002	0,022
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,040	0,000	0,040	0,040	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

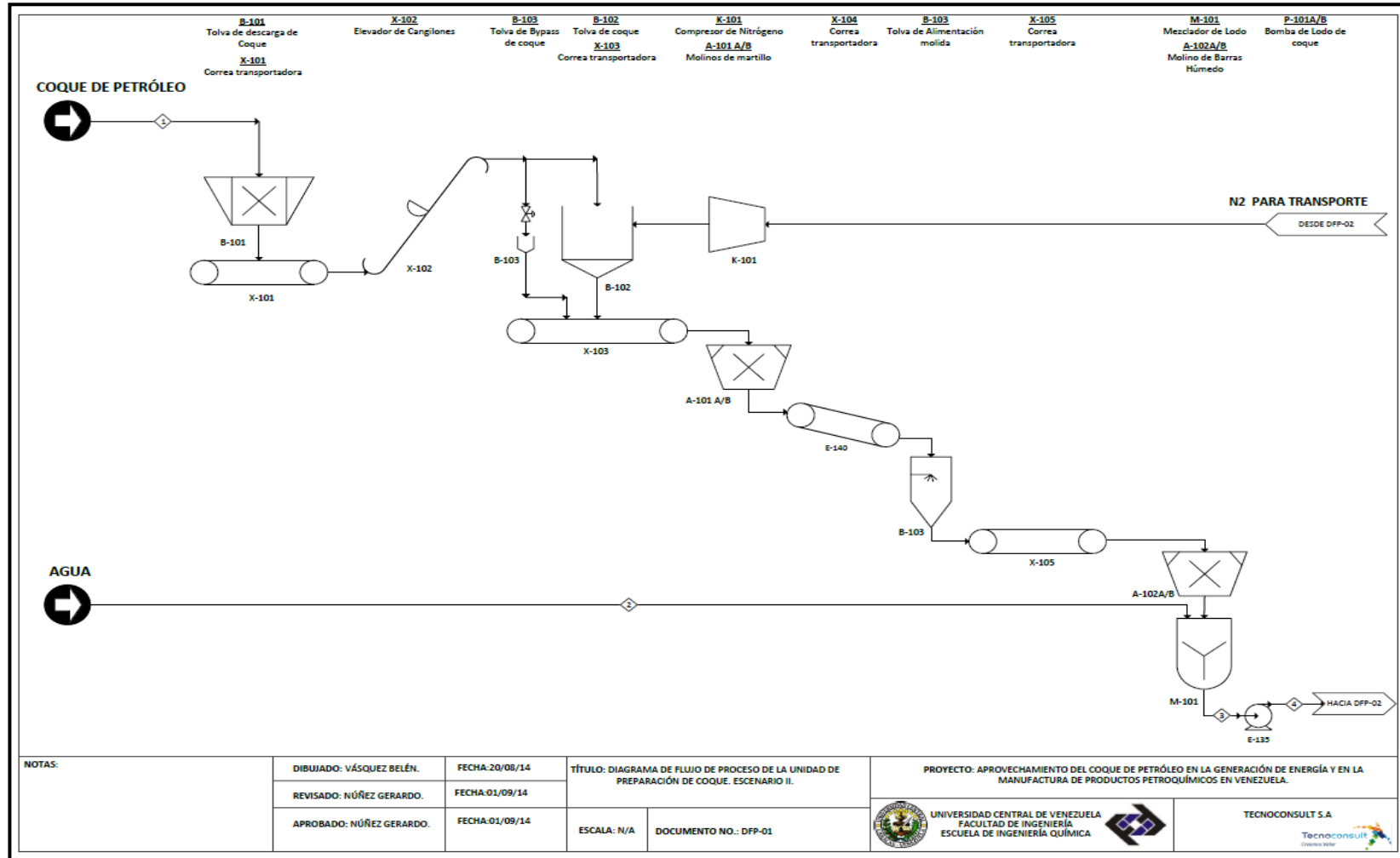
	<i>Unidad</i>	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Temperatura	°C	53	95	30	116	28	35	50	49,500	29
Presión	bar	6	6	2	2	2	27	26	26	25
Flujo Másico	kg/hr	156140	156140	3951	150075	2142	152217	66765	65832	668632
Flujo Molar	Kmol/hr	3478495	3478495	168195	3272182	38583	3310805	1379281	1362329	19501227
Flujo Volumétrico	m ³ /día	3471	3471	204	3229	39	3268	2618	2601	19189
Entalpía	KJ/Kmol	-28790	-24831	-360652	-22689	-34106	-29844	-172747	9694	-22515
Densidad	kg/lt	1,1	0,4	0,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0	1,0
Viscosidad	cP	0,9	0,8	0,0	0,3	0,8	1,2	0,0	0,0	6,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,538	0,550	0,890
H ₂ O		0,930	0,929	0,024	0,952	1,000	0,958	0,019	0,000	0,000
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,009	0,009	0,000
CO ₂		0,030	0,028	0,897	0,006	0,000	0,006	0,424	0,429	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,002	0,077	0,001	0,000	0,000	0,009	0,010	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,040	0,040	0,000	0,042	0,000	0,041	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,110

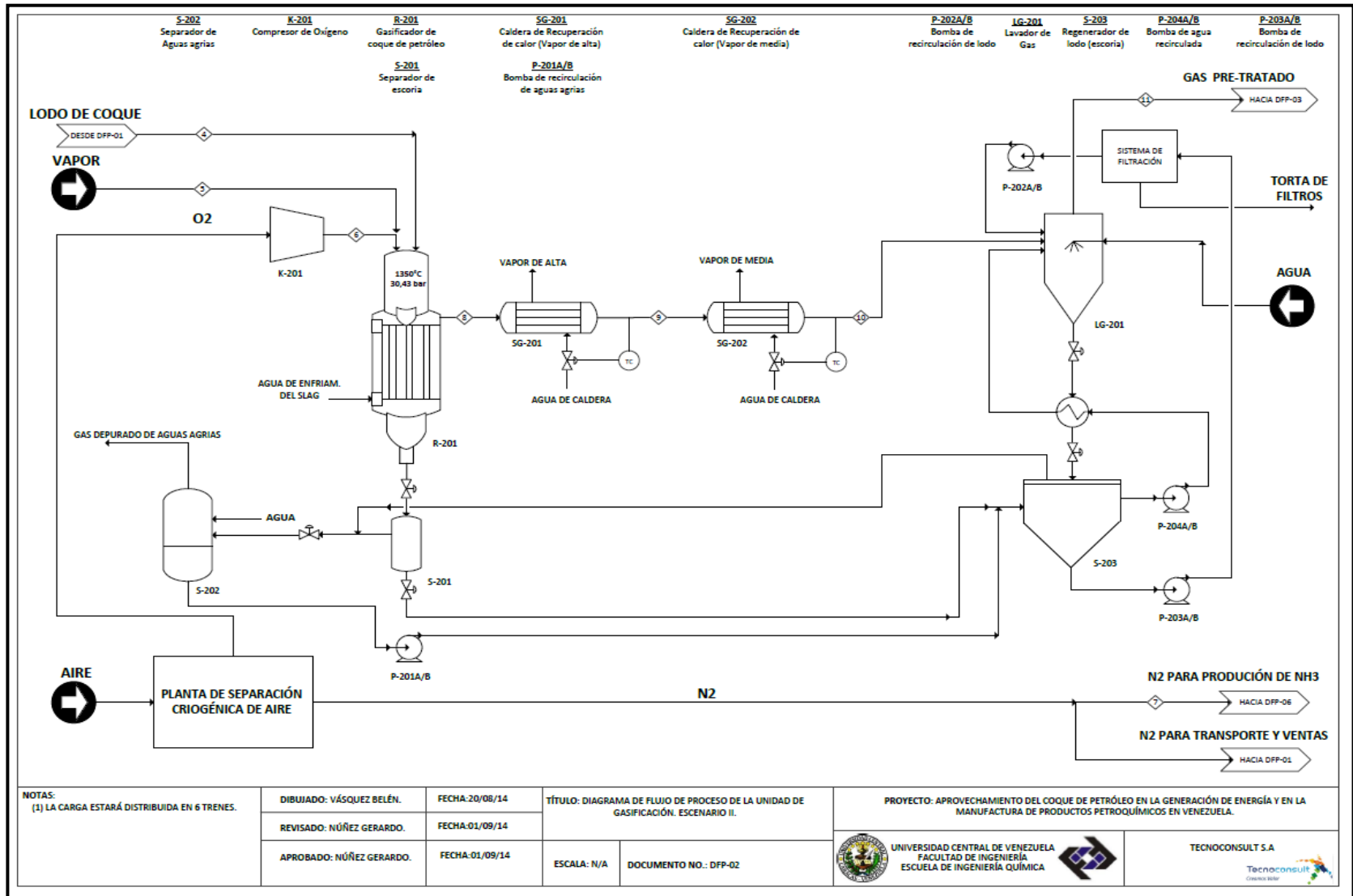
	<i>Unidad</i>	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Temperatura	°C	30	71	30	86	86	86	86	95	40
Presión	bar	25	24	24	25	8	8	8	8	2
Flujo Másico	kg/hr	54031	610174	36424	627358	627358	143	627216	627216	18239
Flujo Molar	Kmol/hr	861696	15667119	93707	16426978	16426978	1908	16425070	16425070	780974
Flujo Volumétrico	m ³ /día	1990	15484	1056	16410	16410	5	16405	16405	945
Entalpía	KJ/Kmol	8913	-22135	8624	-21338	-21338	10725	-21345	-20455	-385927
Densidad	kg/lt	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	0,9	0,9	0,0	0,9	0,8	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,663	0,000	0,981	0,000	0,000	0,684	0,000	0,000	0,003
H ₂ O		0,011	0,925	0,020	0,897	0,897	0,068	0,898	0,898	0,042
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,011	0,000	0,017	0,000	0,000	0,010	0,000	0,000	0,000
CO ₂		0,324	0,000	0,000	0,029	0,029	0,238	0,029	0,029	0,956
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,075	0,000	0,073	0,073	0,000	0,073	0,073	0,000

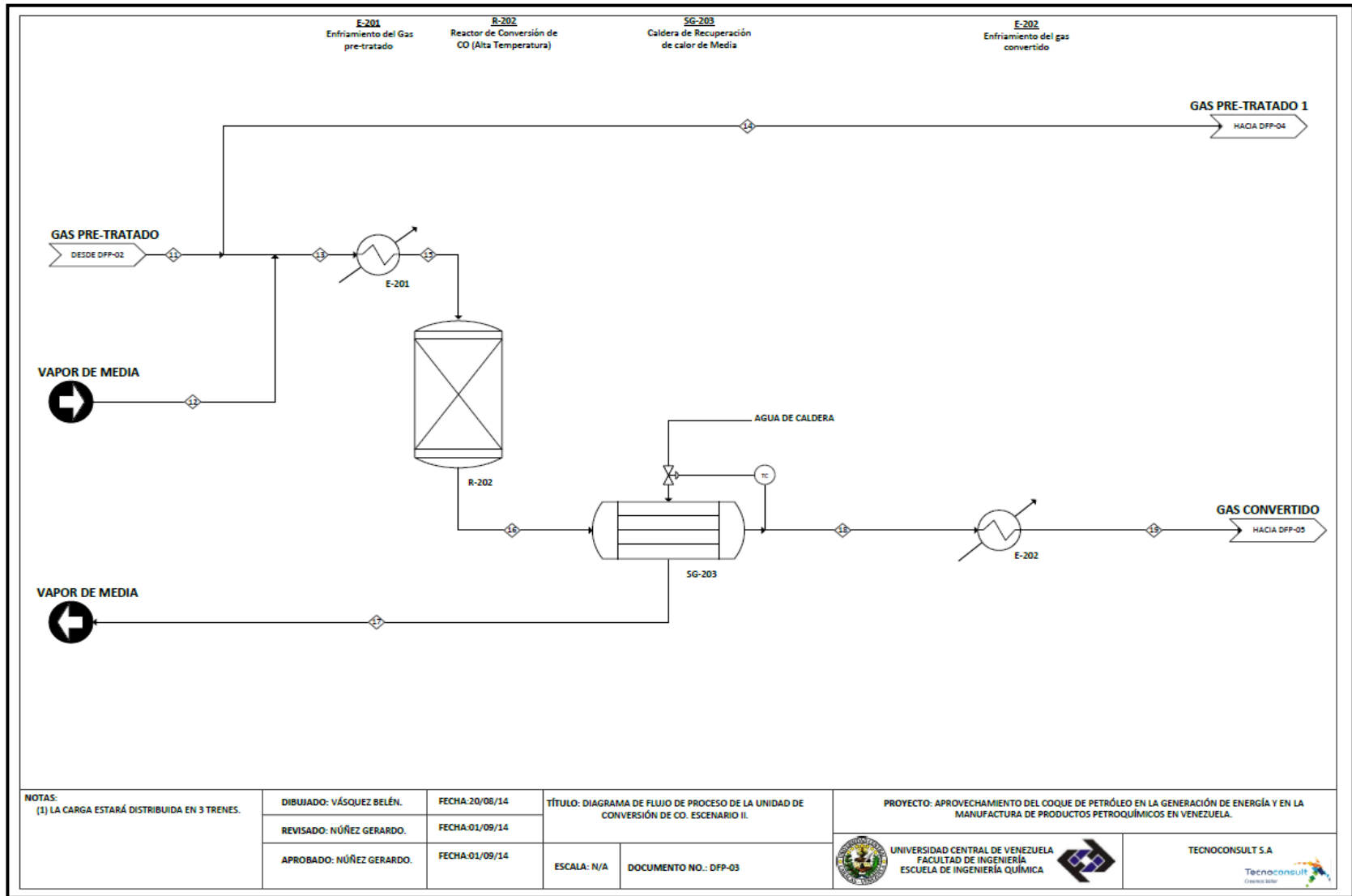
	<i>Unidad</i>	46	47	48	49	50	51	52	53	54
Temperatura	°C	124	113	28	71	40	40	40	40	85
Presión	bar	2	2	2	24	26	8	8	8	8
Flujo Másico	kg/hr	602021	602021	8154	610174	680452	680452	61	680391	680391
Flujo Molar	Kmol/hr	15520224	15520224	146895	15667119	20002713	20002713	166	20002547	20002547
Flujo Volumétrico	m ³ /día	15337	15337	147	15484	19801	19801	2	19799	19799
Entalpía	KJ/Kmol	-16598	-17526	-34106	-22135	-21895	-21895	8914	-21898	-17186
Densidad	kg/lt	1,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0
Viscosidad	cP	0,5	0,0	0,9	0,0	4,1		0,0	4,1	1,2
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,972	0,000	0,000
H ₂ O		0,922	0,922	1,000	0,923	0,874	0,874	0,008	0,874	0,874
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,017	0,000	0,000
CO ₂		0,001	0,001	0,000	0,001	0,016	0,016	0,003	0,016	0,016
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,000	0,002	0,002
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

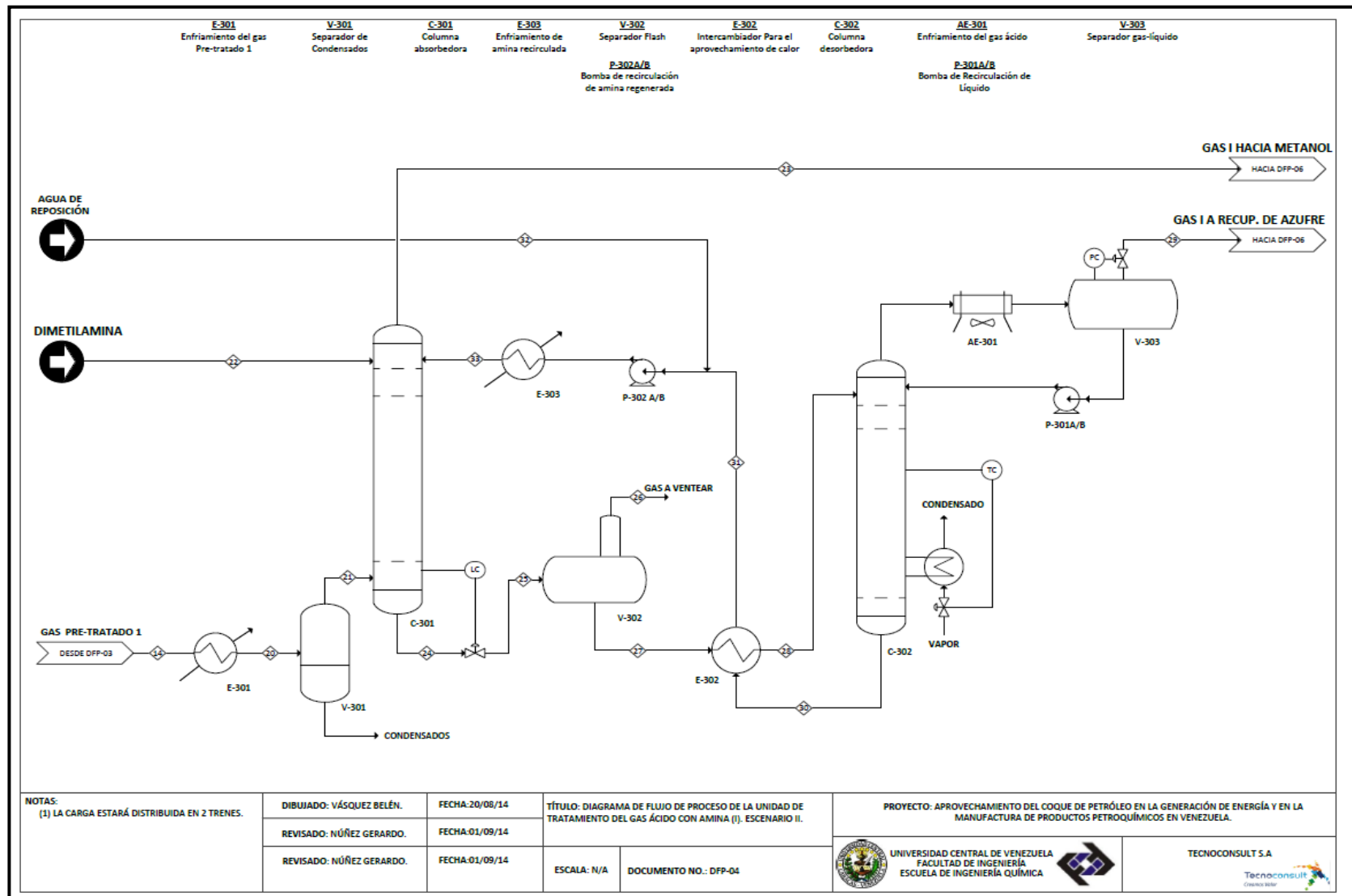
	<i>Unidad</i>	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64
Temperatura	°C	40	126	83	28	29	33	33	31	22	39
Presión	bar	2	2	2	2	25	24	24	24	2	25
Flujo Másico	kg/hr	11962	664321	664321	4270	668632	25703	2854	43556	7865	7865
Flujo Molar	Kmol/hr	504219	19424295	19424295	76932	19501227	52229	52229	362016	35532	35532
Flujo Volumétrico	m ³ /día	612	19112	19112	77	19189	741	741	1323	232	232
Entalpía	KJ/Kmol	-364862	-11936	-16762	-34106	-22515	-15	-15	-27586	-13708	13378
Densidad	kg/lt	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,6	1,2	0,9	6,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Componentes (%molar)											
H ₂		0,006	0,000	0,000	0,000	0,000	0,999	0,999	0,759	0,912	0,900
H ₂ O		0,042	0,889	0,889	1,000	0,889	0,001	0,001	0,001	0,005	0,002
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,236	0,008	0,008
CO ₂		0,900	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,053	0,001	0,001	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,111	0,111	0,000	0,110	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

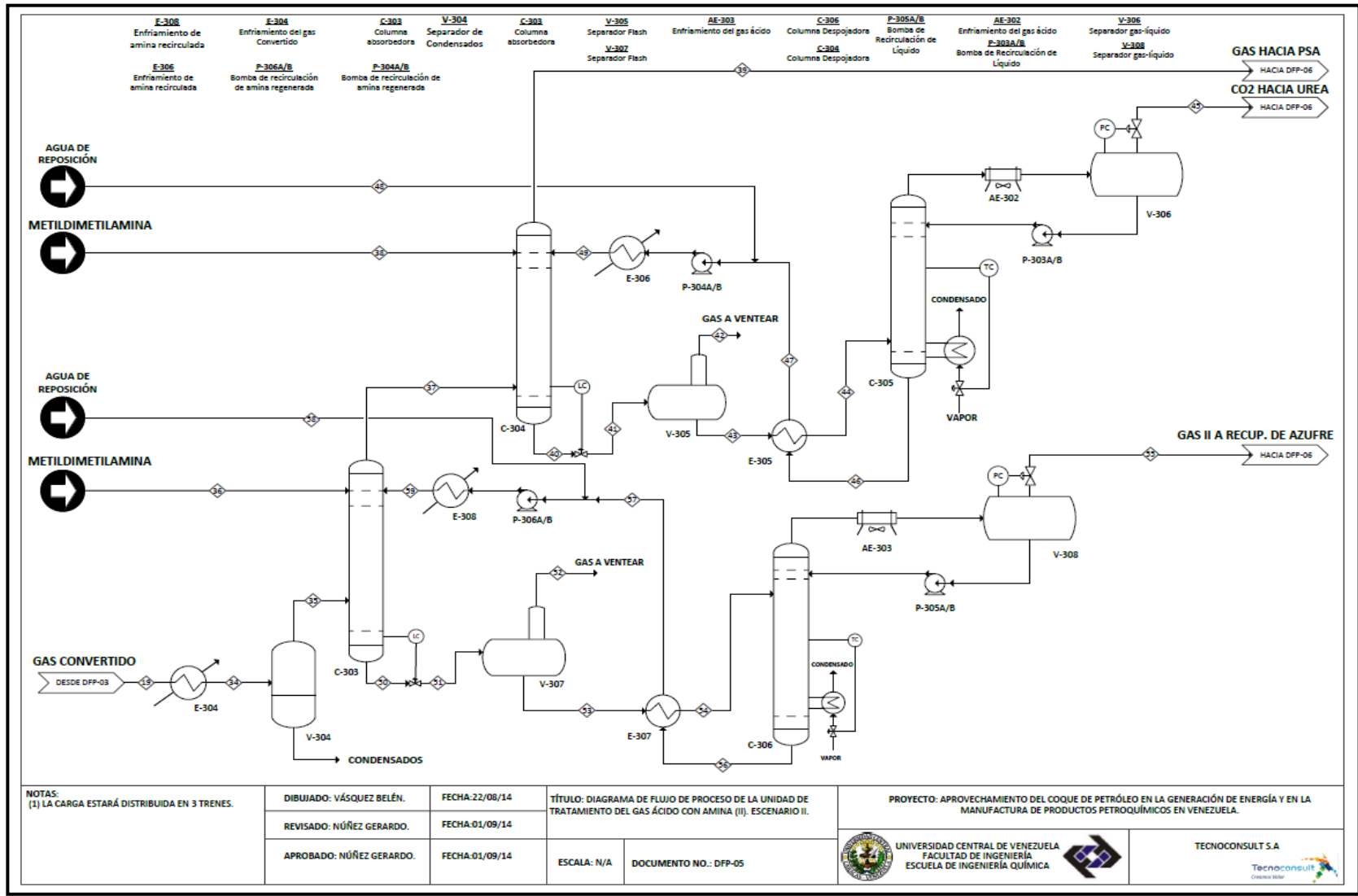
APÉNDICE C.2. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario II.

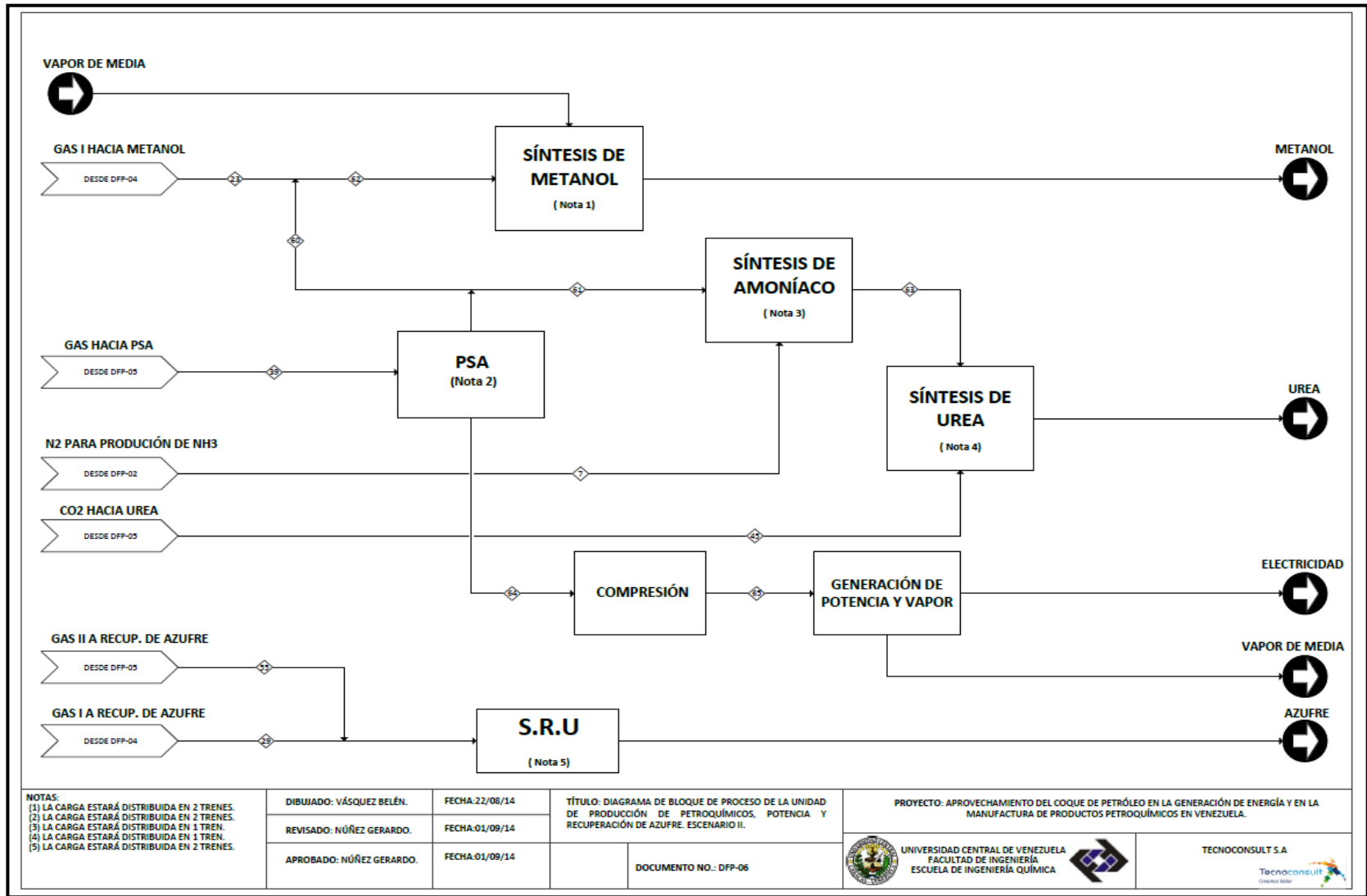












APÉNDICE C.3. Balance de masa y energía obtenido para el escenario II.

	<i>Unidad</i>	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperatura	°C	26	28	27	27	264	110	110	1200	350
Presión	bar	1	8	1	40	49	30	30	30	29
Flujo Másico	kg/hr	47473	20322	67795	67795	4064	15254	1019	70811	70811
Flujo Molar	Kmol/hr	610159	366095	976254	976254	73219	488127	28558	1537754	1537754
Flujo Volumétrico	m ³ /día	428	367	795	795	73	429	35	2484	2484
Entalpía	KJ/Kmol	12166	-286131	-77249	-77188	-235869	2344	2375	-85782	-116829
Densidad	kg/lt	1,4	1,0	1,2	1,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	N/A	0,9	N/A	N/A	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,321	0,321
H ₂ O		0,076	1,000	0,353	0,353	1,000	0,000	0,000	0,060	0,060
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,446	0,446
CO ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,160	0,160
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,904	0,000	0,633	0,633	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,013	0,013
S		0,020	0,000	0,014	0,014	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Temperatura	°C	240	240	380	351	240	310	450	325	250
Presión	bar	28	28	32	29	28	29	28	30	27
Flujo Másico	kg/hr	70811	70811	2384	50074	23115	50074	50074	7632	50074
Flujo Molar	Kmol/hr	1537754	1537754	42957	1078591	502000	1078591	1078590	137500	1078590
Flujo Volumétrico	m ³ /día	2484	2484	43	1716	811	1716	1868	138	1868
Entalpía	KJ/Kmol	-116829	-116829	-230332	-122233	-116829	-125288	-122802	-232421	-129736
Densidad	kg/lit	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,321	0,321	0,000	0,306	0,321	0,306	0,410	0,000	0,410
H ₂ O		0,060	0,060	1,000	0,105	0,060	0,105	0,000	1,000	0,000
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,446	0,446	0,000	0,425	0,446	0,425	0,320	0,000	0,320
CO ₂		0,160	0,160	0,000	0,153	0,160	0,153	0,257	0,000	0,257
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,013	0,013	0,000	0,013	0,013	0,013	0,013	0,000	0,013
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Temperatura	°C	54	49	49	35	28	53	53	53	53
Presión	bar	26	27	27	27	27	28	6	6	6
Flujo Másico	kg/hr	50074	23115	21835	153217	17844	156088	156088	53	156035
Flujo Molar	Kmol/hr	1078590	502000	478883	3308537	309661	3477487	3477487	1286	3476201
Flujo Volumétrico	m ³ /día	1868	811	788	3256	582	3471	3471	2	3469
Entalpía	KJ/Kmol	-136224	7165	9472	-29636	-67347	-28777	-28777	9723	-28790
Densidad	kg/lit	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	1,2	0,0	0,9		0,0	0,9
Componentes (%molar)										
H ₂		0,410	0,320	0,340	0,000	0,414	0,000	0,000	0,303	0,000
H ₂ O		0,000	0,060	0,005	0,959	0,001	0,929	0,929	0,023	0,929
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,320	0,446	0,472	0,000	0,576	0,000	0,000	0,396	0,000
CO ₂		0,257	0,160	0,170	0,000	0,008	0,028	0,028	0,257	0,028
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,013	0,013	0,014	0,000	0,000	0,002	0,002	0,002	0,002
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,041	0,000	0,040	0,040	0,000	0,040
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

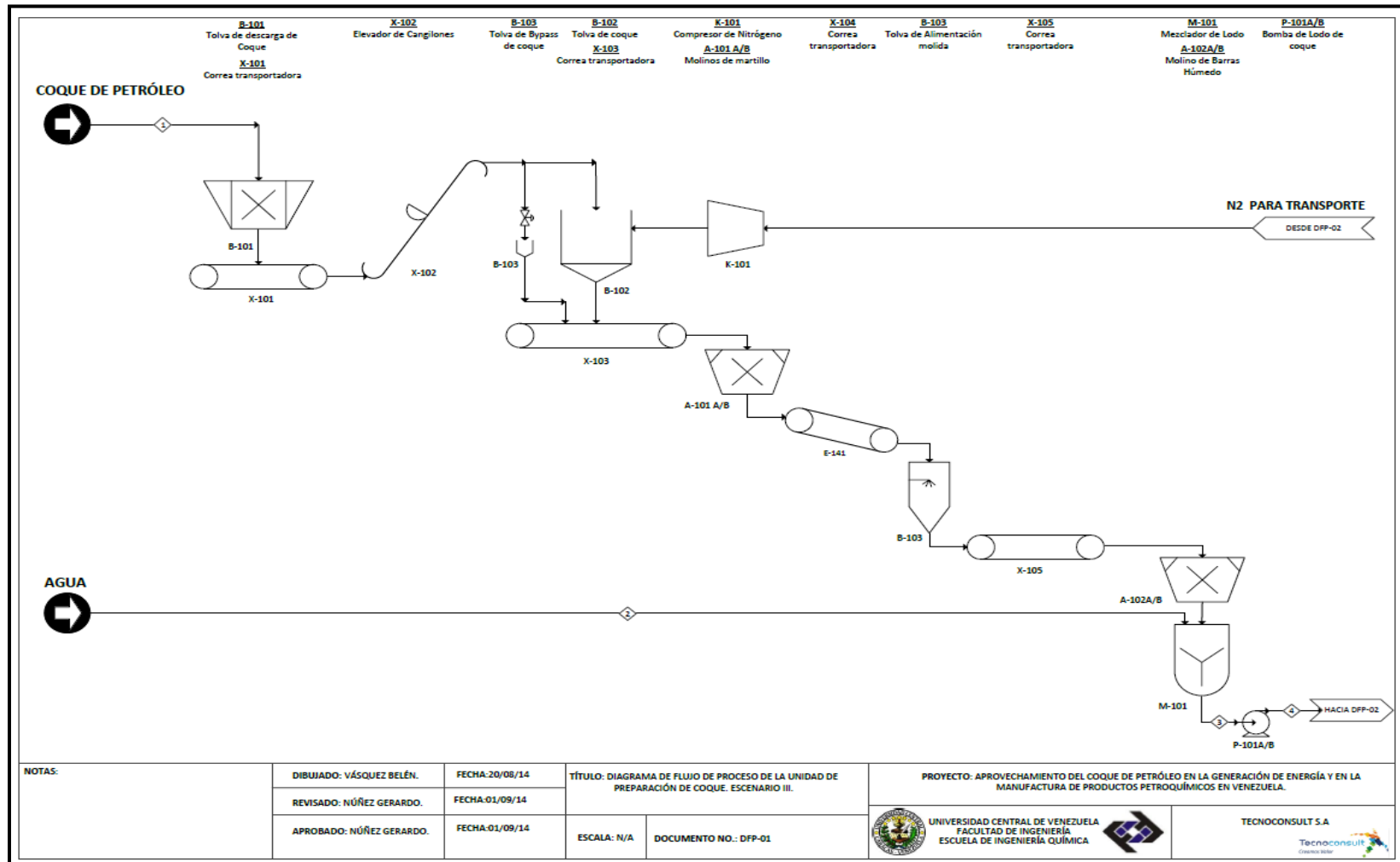
	<i>Unidad</i>	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Temperatura	°C	95	40	116	70	28	35	54	54	29
Presión	bar	6	2	2	2	2	27	26	26	25
Flujo Másico	kg/hr	156035	4023	149973	149973	2139	152113	50074	50074	304780
Flujo Molar	Kmol/hr	3476201	169450	3269985	3269985	38539	3308537	1078567	1078567	8884066
Flujo Volumétrico	m ³ /día	3469	205	3227	3227	39	3266	1868	1868	8740
Entalpía	KJ/Kmol	-24831	-358142	-22691	-26809	-34106	-29844	9709	9709	-22523
Densidad	kg/lit	0,0	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0	1,0
Viscosidad	cP		0,0	0,3	0,6	0,9	1,2	0,0	0,0	6,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,410	0,410	0,000
H ₂ O		0,929	0,042	0,952	0,952	1,000	0,953	0,000	0,000	0,890
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,320	0,320	0,000
CO ₂		0,028	0,881	0,006	0,006	0,000	0,006	0,257	0,257	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,002	0,075	0,001	0,001	0,000	0,001	0,013	0,013	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,040	0,000	0,042	0,042	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,041	0,000	0,000	0,110

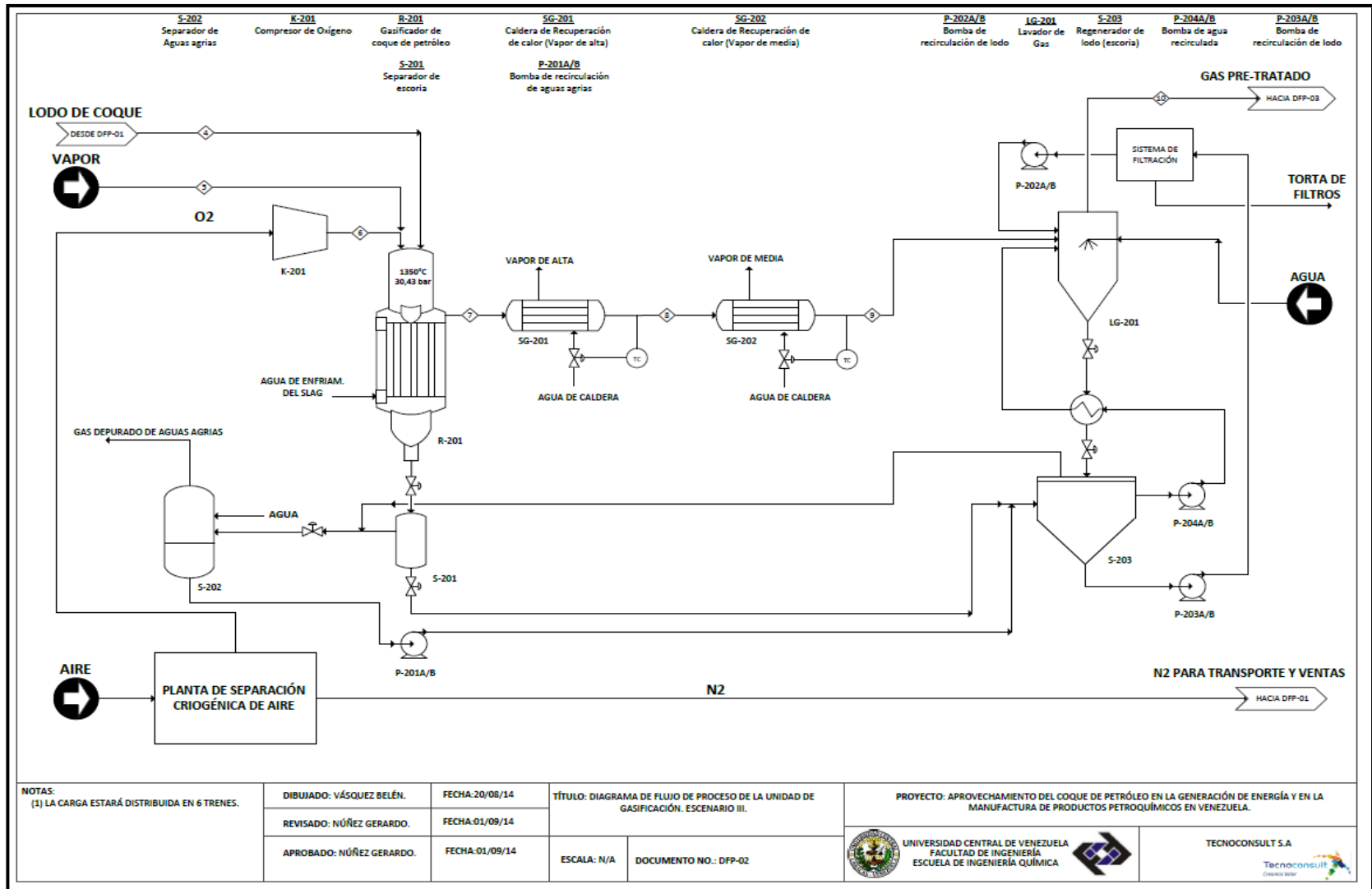
	<i>Unidad</i>	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Temperatura	°C	30	71	28	82	82	82	82	95	40
Presión	bar	25	24	24	25	8	8	8	8	2
Flujo Másico	kg/hr	45116	416152	36444	424192	424192	90	424101	424101	8987
Flujo Molar	Kmol/hr	866898	9834326	489101	10204423	10204423	1560	10202862	10202862	383494
Flujo Volumétrico	m ³ /día	1609	9743	1150	10196	10196	3	10193	10193	464
Entalpía	KJ/Kmol	8856	-24350	8646	-23798	-23798	10477	-23806	-22547	-384806
Densidad	kg/lt	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,9	0,0	0,8		0,0	0,8	0,6	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,454	0,000	0,561	0,000	0,000	0,476	0,000	0,000	0,003
H ₂ O		0,002	0,945	0,002	0,925	0,925	0,058	0,925	0,925	0,046
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,354	0,000	0,438	0,000	0,000	0,328	0,000	0,000	0,002
CO ₂		0,190	0,000	0,000	0,020	0,020	0,130	0,021	0,021	0,950
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,056	0,000	0,055	0,055	0,000	0,055	0,055	0,000

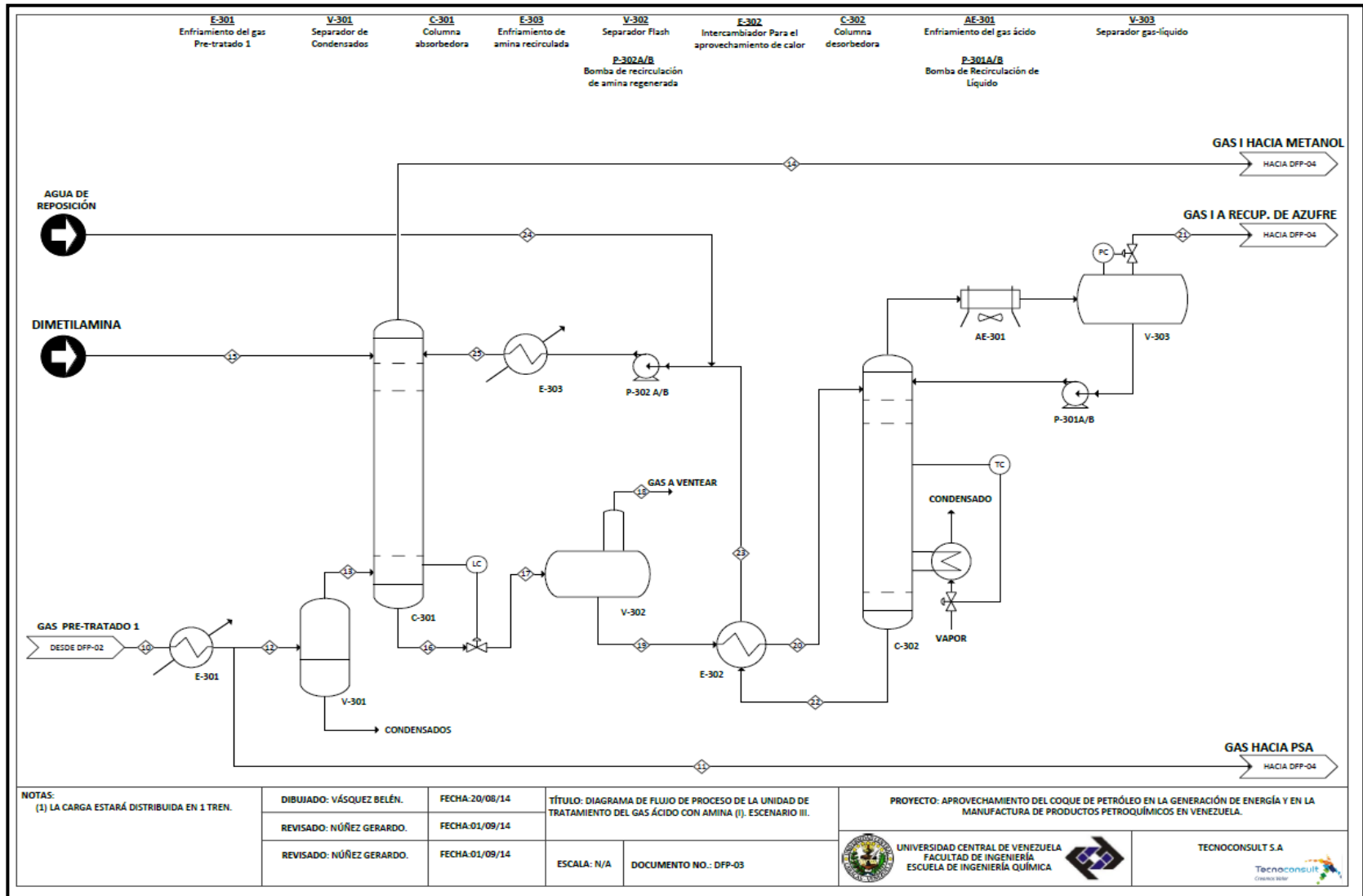
	<i>Unidad</i>	46	47	48	49	50	51	52	53	54
Temperatura	°C	124	111	25	71	39	39	39	39	100
Presión	bar	2	2	2	24	26	8	8	8	8
Flujo Másico	kg/hr	411711	411711	4237	415947	309465	309465	46	309419	309419
Flujo Molar	Kmol/hr	9757995	9757995	76331	9834326	9095735	9095735	627	9095108	9095108
Flujo Volumétrico	m ³ /día	9668	9668	76	9744	9002	9002	1	9001	9001
Entalpía	KJ/Kmol	-19105	-20401	-34106	-24353	-21869	-21869	8985	-21874	-15498
Densidad	kg/lit	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0
Viscosidad	cP	0,4	0,5	0,6		4,1		0,0	4,1	0,9
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,553	0,000	0,000
H ₂ O		0,870	0,870	1,000	0,940	0,874	0,874	0,000	0,870	0,870
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,436	0,000	0,000
CO ₂		0,020	0,020	0,000	0,000	0,014	0,014	0,000	0,010	0,010
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,003	0,003	0,000	0,000	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,110	0,110	0,000	0,056	0,108	0,108	0,000	0,110	0,110

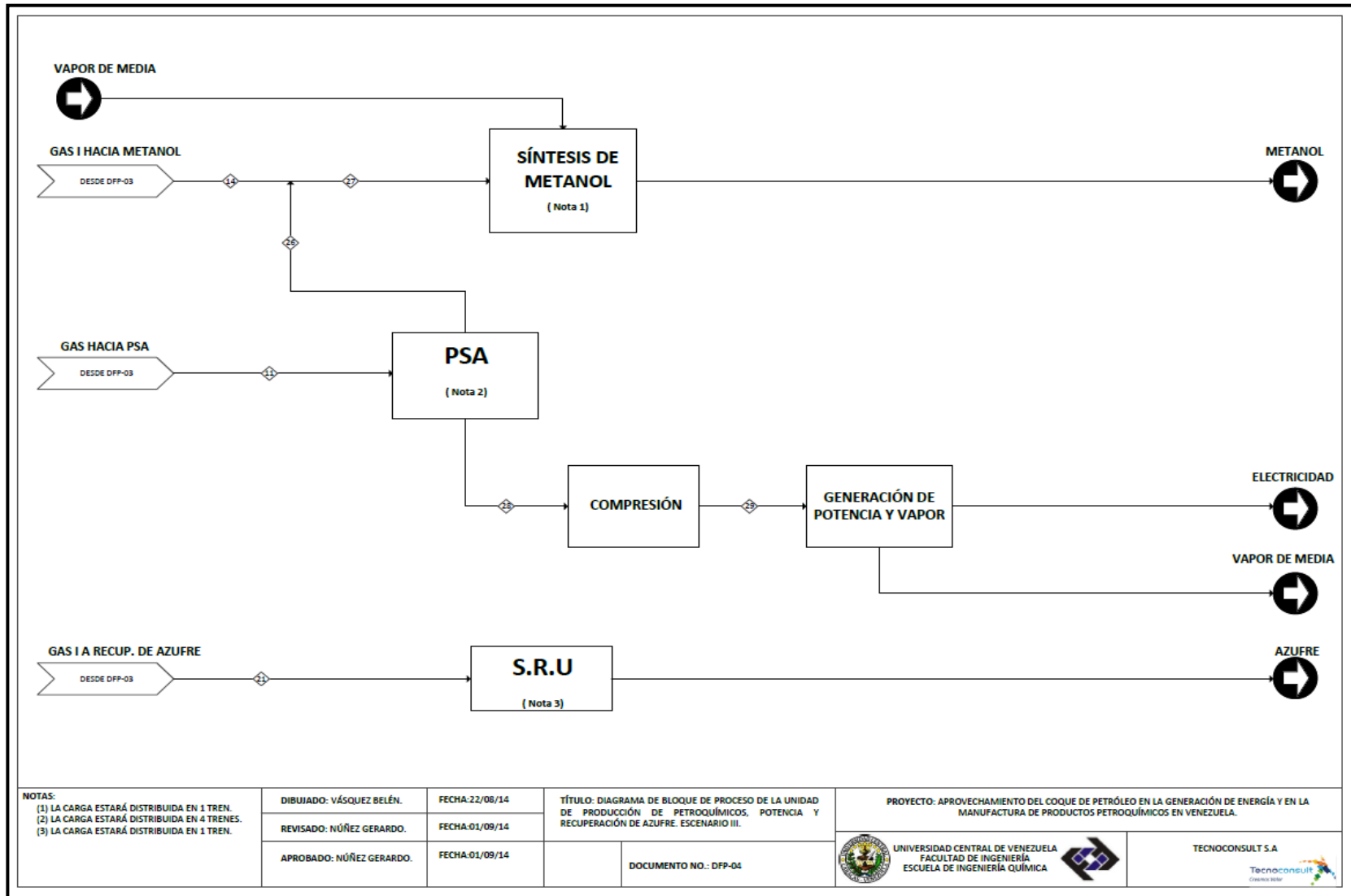
	<i>Unidad</i>	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64
Temperatura	°C	40	126	68	28	29	33	33	28	22	39
Presión	bar	2	2	2	2	25	24	24	24	2	25
Flujo Másico	kg/hr	5175	302243	302243	2242	304507	14727	1636	32572	20081	20081
Flujo Molar	Kmol/hr	215345	8843680	8843680	40386	8884066	29926	3324	339587	455668	455668
Flujo Volumétrico	m ³ /día	262	8703	8703	40	8743	425	47	1007	678	678
Entalpía	KJ/Kmol	-342632	-11918	-18445	-33883	-22512	-15	-15	-36903	-88448	-88093
Densidad	kg/lt	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,6	1,8	0,8	6,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Componentes (%molar)											
H ₂		0,004	0,000	0,000	0,000	0,000	0,999	0,999	0,679	0,204	0,204
H ₂ O		0,042	0,888	0,888	1,000	0,889	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,316	0,794	0,794
CO ₂		0,839	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,004	0,000	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,113	0,001	0,001	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,111	0,111	0,000	0,110	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

APÉNDICE C.4. Diagrama de Flujo de Proceso para el escenario III.









APÉNDICE C.5. Balance de masa y energía obtenido para el escenario III.

	<i>Unidad</i>	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperatura	°C	26	28	27	27	264	110	110	1200	535
Presión	bar	1	8	1	40	49	30	30	30	107
Flujo Másico	kg/hr	47473	20322	67795	67795	4064	15254	1019	70811	210934
Flujo Molar	Kmol/hr	610159	366095	976254	976254	73219	488127	28558	1537754	3800000
Flujo Volumétrico	m ³ /día	428	367	795	795	73	429	35	2484	3808
Entalpía	KJ/Kmol	12166	-286131	-77249	-77188	-235869	2344	2375	-85782	-225693
Densidad	kg/lt	1,4	1,0	1,2	1,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	N/A	0,9	N/A	N/A	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,321	0,000
H ₂ O		0,076	1,000	0,353	0,353	1,000	0,000	0,000	0,060	1,000
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,446	0,000
CO ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,160	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,904	0,000	0,633	0,633	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,013	0,000
S		0,020	0,000	0,014	0,014	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Temperatura	°C	240	29	49	49	25	35	53	53	53
Presión	bar	28	25	27	27	27	27	28	6	6
Flujo Másico	kg/hr	70811	60184	10621	10033	8239	70412	71692	71692	23
Flujo Molar	Kmol/hr	1537754	1306960	230656	220034	144047	1520477	1596334	1596334	536
Flujo Volumétrico	m ³ /día	2484	2111	373	362	269	1497	1593	1593	1
Entalpía	KJ/Kmol	-120488	-129787	7165	9472	-68939	-29636	-28798	-28798	9677
Densidad	kg/lt	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0	1,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,2	0,9	0,8	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,321	0,321	0,321	0,000	0,412	0,000	0,000	0,000	0,318
H ₂ O		0,060	0,060	0,060	0,005	0,001	0,953	0,929	0,929	0,022
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,446	0,446	0,446	0,472	0,573	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂		0,160	0,160	0,160	0,340	0,013	0,006	0,028	0,028	0,000
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,013	0,013	0,013	0,014	0,000	0,001	0,002	0,002	0,020
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,041	0,040	0,040	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Temperatura	°C	53	95	40	116	70	28	35	33	30
Presión	bar	6	6	2	2	2	2	27	24	24
Flujo Másico	kg/hr	71669	71669	1811	68945	68945	961	69906	15446	23685
Flujo Molar	Kmol/hr	1595798	1595798	76143	1503158	1503158	17314	1520477	31385	175432
Flujo Volumétrico	m ³ /día	1592	1592	92	1483	1483	17	1501	446	715
Entalpía	KJ/Kmol	-28810	-24855	-356499	-22691	-26803	-34106	-29844	-15	-23992
Densidad	kg/lit	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,9	0,9	0,0	0,3	0,3	0,9	1,2	0,0	0,0
Componentes (%molar)										
H ₂		0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,999	0,795
H ₂ O		0,923	0,923	0,043	0,952	0,952	1,000	0,953	0,001	0,001
CH ₄		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,199
CO ₂		0,078	0,078	0,876	0,006	0,006	0,000	0,006	0,000	0,005
O ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ S		0,002	0,002	0,079	0,001	0,001	0,000	0,001	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEA		0,040	0,040	0,000	0,042	0,042	0,000	0,041	0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

	<i>Unidad</i>	28	29
Temperatura	°C	22	30
Presión	bar	2	24
Flujo Másico	kg/hr	44738	41420
Flujo Molar	Kmol/hr	1280618	1220806
Flujo Volumétrico	m ³ /día	1666	1606
Entalpía	KJ/Kmol	-174733	-166361
Densidad	kg/lt	0,0	0,0
Viscosidad	cP	0,0	0,0
Componentes (%molar)			
H ₂		0,082	0,089
H ₂ O		0,082	0,009
CH ₄		0,000	0,000
CO		0,600	0,648
CO ₂		0,216	0,233
O ₂		0,000	0,000
C*(COQUE)		0,000	0,000
N ₂		0,000	0,000
H ₂ S		0,020	0,022
S		0,000	0,000
DEA		0,000	0,000
MDEA		0,000	0,000

APÉNDICE D. Matriz de Selección para la ubicación del complejo Industrial.

A continuación se presenta la secuencia de cada uno de los puntos evaluados en la matriz de selección múltiple binaria para la establecer la ubicación del complejo industrial. Primero se obtuvo el porcentaje en peso de cada uno de los parámetros evaluados en la matriz, estos son mostrados en la tabla N°17.

Tabla N°. 17. Asignación por peso para cada parámetro evaluado.

	Disponibilidad de la materia prima	Mercadeo	Disponibilidad de la energía eléctrica	Facilidades de Transporte	Suministro de agua	Características del sitio	SP	Peso
Disponibilidad de la materia prima	x	1	1	1	1	1	5	33,33
Mercadeo	0	x	1	1	1	1	4	26,67
Disponibilidad de la energía eléctrica	0	0	x	1	0	1	2	13,33
Facilidades de Transporte	0	0	0	x	1	0	1	6,67
Suministro de agua	0	0	1	0	x	1	2	13,33
Características del sitio	0	0	0	1	0	x	1	6,67
						ST	15	

Posteriormente se evaluó el porcentaje de cada uno de los parámetros sobre las dos alternativas evaluadas. A continuación se muestran los resultados obtenidos para cada alternativa.

Tabla N°. 18.Evaluación de disponibilidad de la materia prima en las alternativas evaluadas.

	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	SP	Peso
Complejo en Jose	x	1	1	100
Complejo en la F.P.O	0	x	0	0
		ST	1	

Tabla N°. 19.Evaluación del mercadeo en las alternativas evaluadas.

	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	SP	Peso
Complejo en Jose	x	1	1	100
Complejo en la F.P.O	0	x	0	0
		ST	1	

Tabla N°. 20.Evaluación de la disponibilidad de la energía eléctrica en las alternativas evaluadas.

	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	<i>SP</i>	<i>Peso</i>
Complejo en Jose	x	1	1	50
Complejo en la F.P.O	1	x	1	50
		<i>ST</i>	2	

Tabla N°. 21.Evaluación de las facilidades de transporte en las alternativas evaluadas.

	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	<i>SP</i>	<i>Peso</i>
Complejo en Jose	x	1	1	100
Complejo en la F.P.O	0	x	0	0
		<i>ST</i>	1	

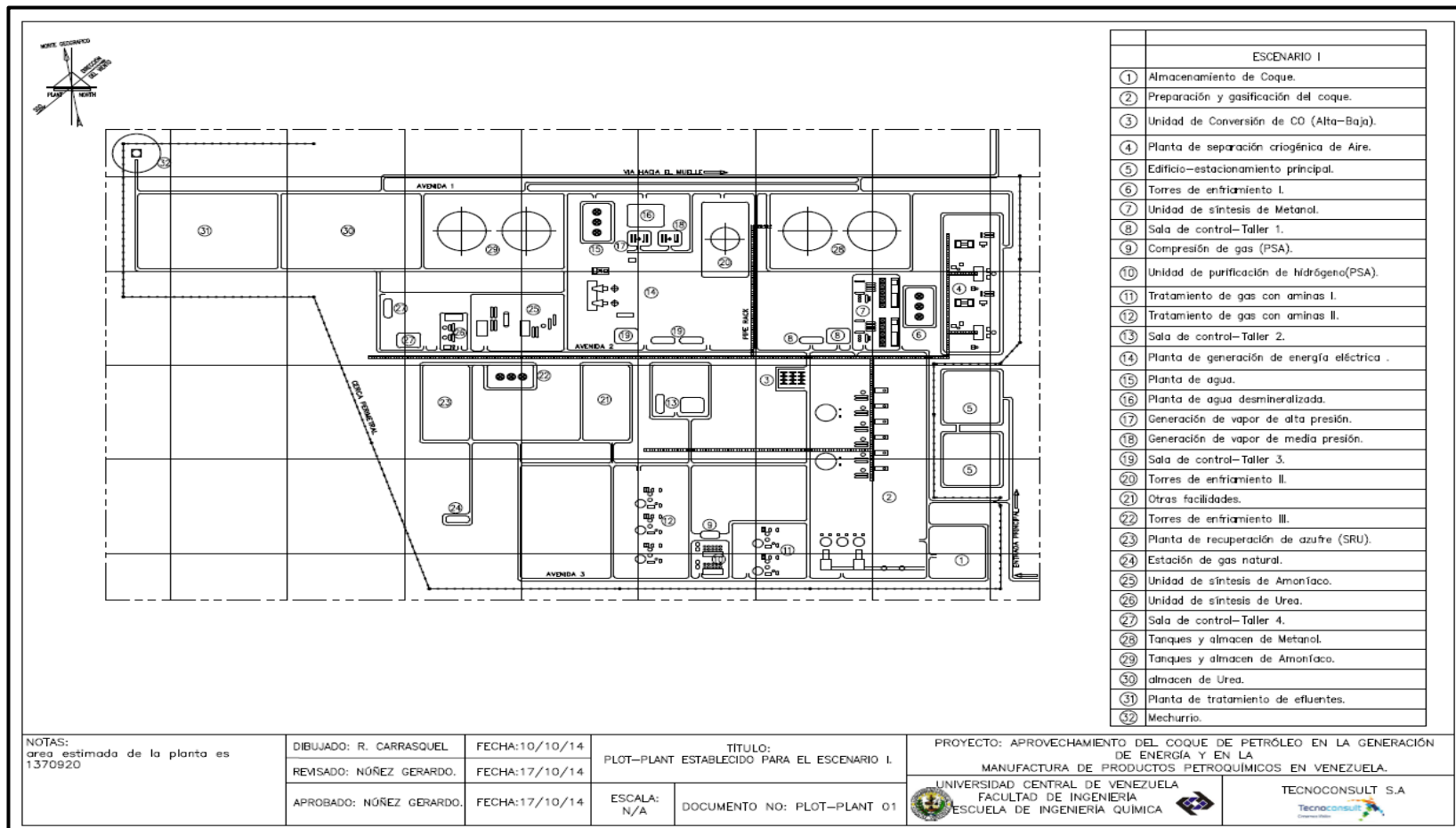
Tabla N°. 22.Evaluación del suministro de agua en las alternativas evaluadas.

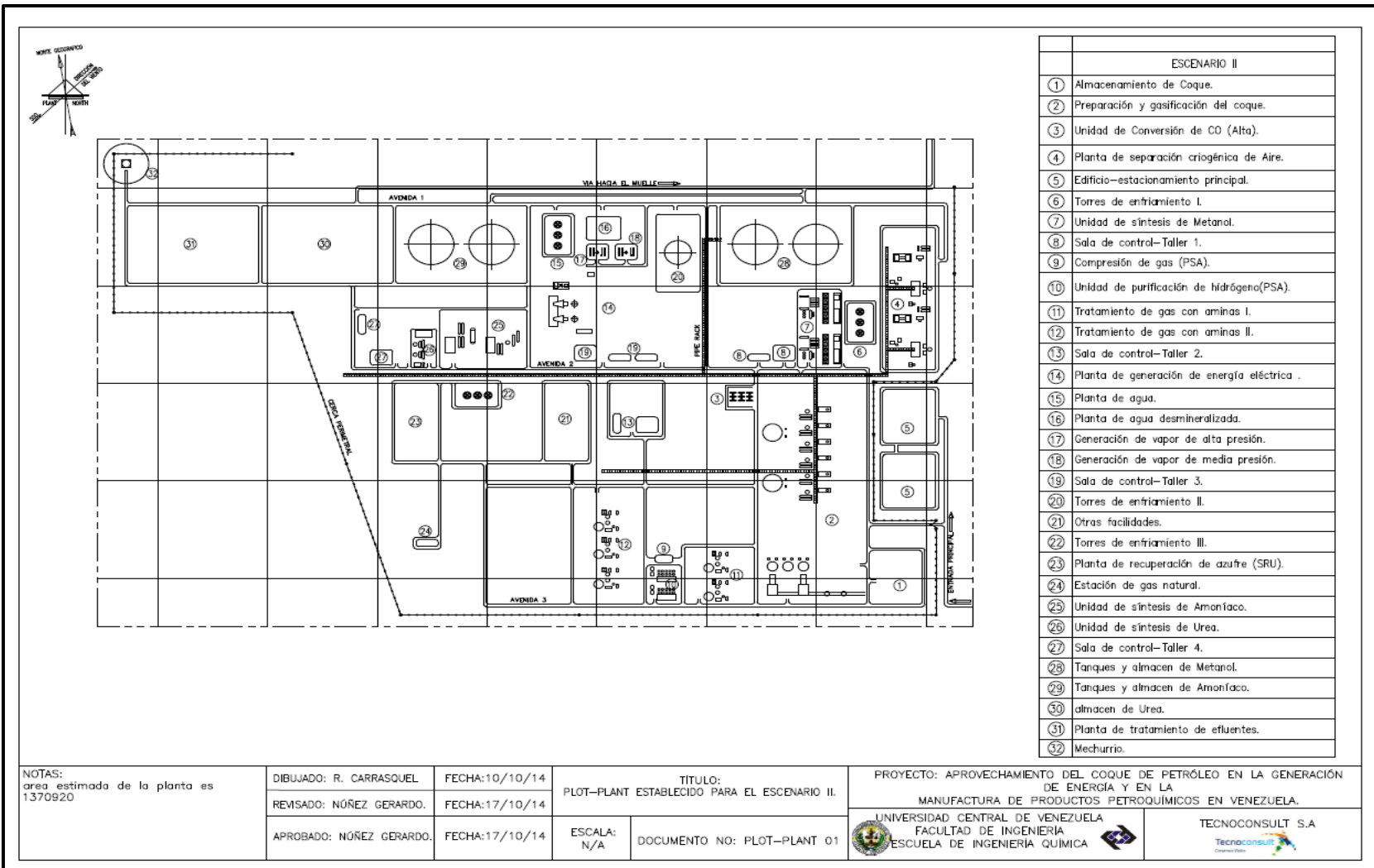
	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	<i>SP</i>	<i>Peso</i>
Complejo en Jose	x	1	1	50
Complejo en la F.P.O	1	x	1	50
		<i>ST</i>	2	

Tabla N°. 23.Evaluación de las características del sitio en las alternativas evaluadas.

	Complejo en Jose	Complejo en la F.P.O	<i>SP</i>	<i>Peso</i>
Complejo en Jose	x	1	1	100
Complejo en la F.P.O	0	x	0	0
		<i>ST</i>	1	

APÉNDICE E. Plot-Plant del complejo industrial, establecido para cada uno de los escenarios.





NOTAS:
 área estimada de la planta es
 1370920

DIBUJADO: R. CARRASQUEL

FECHA:10/10/14

REVISADO: NÚÑEZ GERARDO.

FECHA:17/10/14

APROBADO: NÚÑEZ GERARDO.

FECHA:17/10/14

TÍTULO:
 PLOT-PLANT ESTABLECIDO PARA EL ESCENARIO II.

ESCALA:
 N/A

DOCUMENTO NO: PLOT-PLANT 01

PROYECTO: APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA Y EN LA MANUFACTURA DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS EN VENEZUELA.

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

TECNOCONSULT S.A.

APÉNDICE E.1.Capacidad de las unidades empleadas para cada uno los escenarios.

Para el establecimiento del número de equipos en cada unidad, se tomó como referencia un factor de carga de 0,833 (Valor típico usado en la industria petroquímica). Este factor incluye la parada de uno de los equipos en la unidad.

Tabla N°. 24. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario I.

Unidad	Capacidad Actual	Capacidad de Planta Ref.	Datos de la Planta Ref.	Número de equipos
Gasificación (TM/hr)	15.000	3.000	Projects (2014)	6
Conversión (Nm ³ /hr)	1.410.965	450.000	HALDOR TOPSOE A/S (1997)	4
Tratamiento de Gas I (Nm ³ /hr)	518.096	300.000	Tecnoconsult-Fluor (1990)	2
Tratamiento de Gas II (Nm ³ /hr)	1.496.479	400.000	Tecnoconsult-Fluor (1990)	4
PSA (Nm ³ /hr)	816.070	400.000	The Linde Group (2009)	2
SRU (TM/día)	504	260	HALDOR TOPSOE A/S (1997)	2
Metanol (TM/día)	8.507	4.500	Projects (2014)	2
Amoníaco (TM/día)	703	750	Projects (2014)	1
Urea (TM/día)	1.163	1.200	Mega Plant Concept (2014)	1

Tabla N°. 25. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario II.

Unidad	Capacidad Actual	Capacidad de Planta Ref.	Datos de la Planta Ref.	Número de equipos
Gasificación (TM/hr)	15.000	3.000	Projects (2014)	6
Conversión (Nm ³ /hr)	1.122.359	450.000	HALDOR TOPSOE A/S (1997)	3
Tratamiento de Gas I (Nm ³ /hr)	518.096	280.000	Tecnoconsult-Fluor (1990)	2
Tratamiento de Gas II (Nm ³ /hr)	1.122.359	400.000	Tecnoconsult-Fluor (1990)	3
PSA (TM/día)	816.356	400.000	The Linde Group (2009)	2
SRU (TM/día)	443	250	HALDOR TOPSOE A/S (1997)	2
Metanol (TM/día)	5.648	2.900	Projects (2014)	2
Amoníaco (TM/día)	403	450	Projects (2014)	1
Urea (TM/día)	660	700	Mega Plant Concept (2014)	1

Tabla N°. 26. Cantidad de unidades tomadas para el Escenario III.

Unidad	Capacidad Actual	Capacidad de Planta Ref.	Datos de la Planta Ref.	Número de equipos
Gasificación (TM/hr)	15.000	3.000	Projects (2014)	6
Tratamiento de Gas I	238.051	280.000	Tecnoconsult-Fluor (1990)	1
PSA (Nm ³ /hr)	1.348.958	350.000	The Linde Group (2009)	4
SRU (TM/día)	98	100	HALDOR TOPSOE A/S (1997)	1
Metanol (TM/día)	4.815	5.000	Projects (2014)	1

APÉNDICE F. Diagramas de las simulaciones realizadas en el Trabajo Especial de Grado.

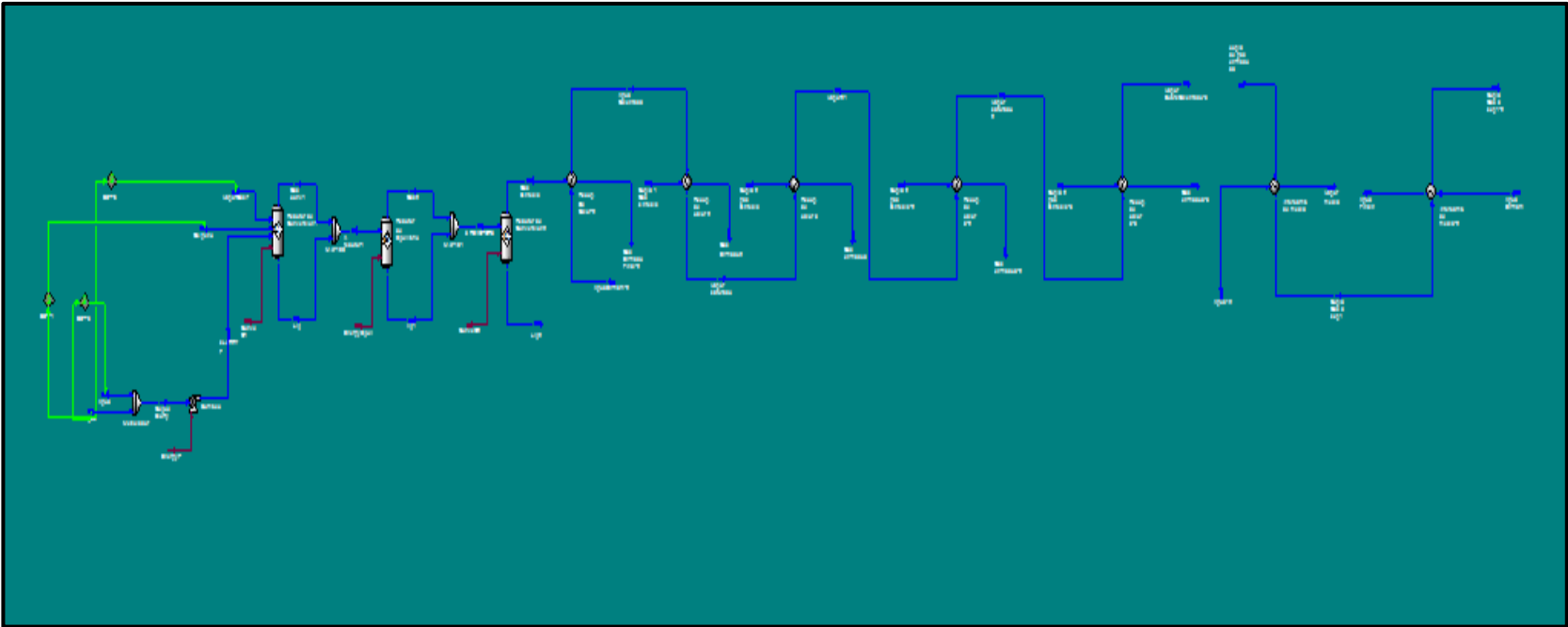


Figura N°. 19. Unidad de gasificación de coque de petróleo y recuperación de Calor.

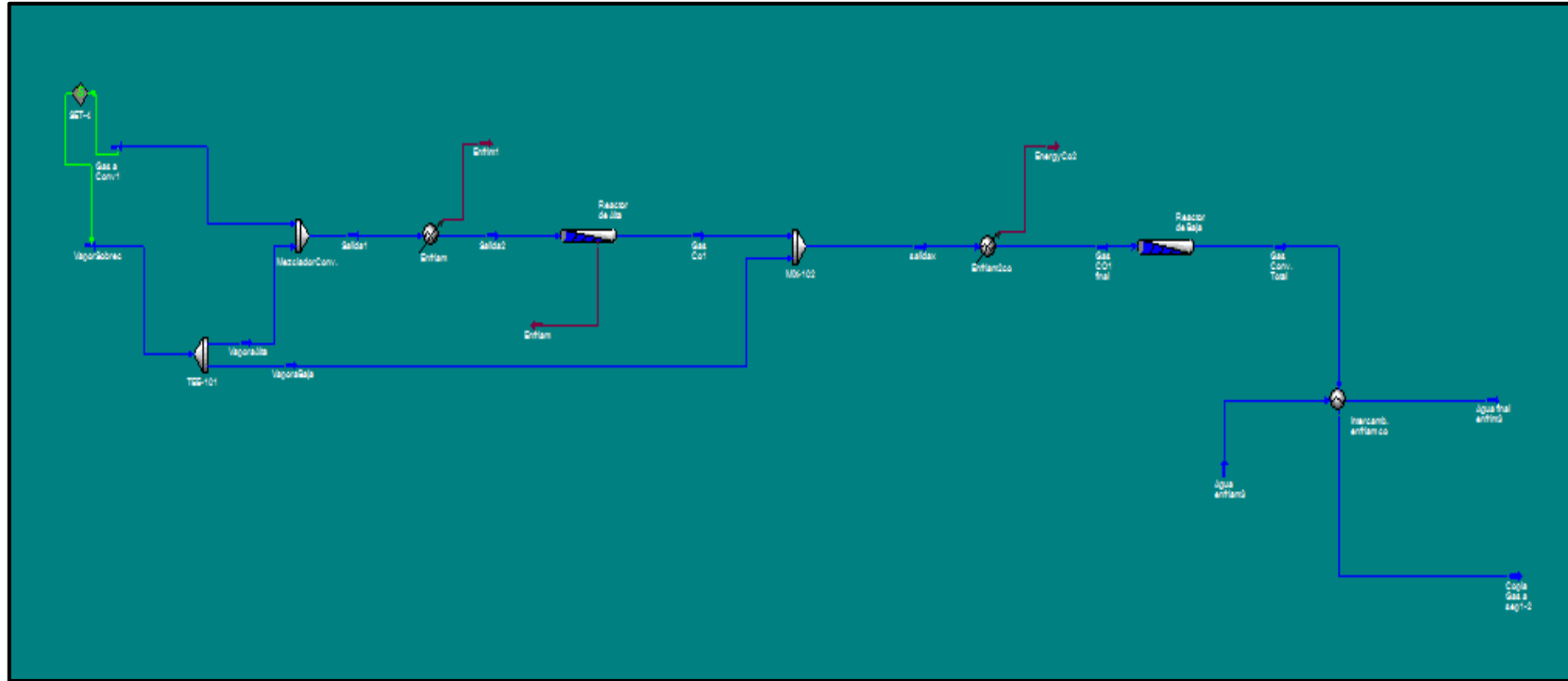


Figura N°. 20. Unidad de Conversión de alta-baja temperatura.

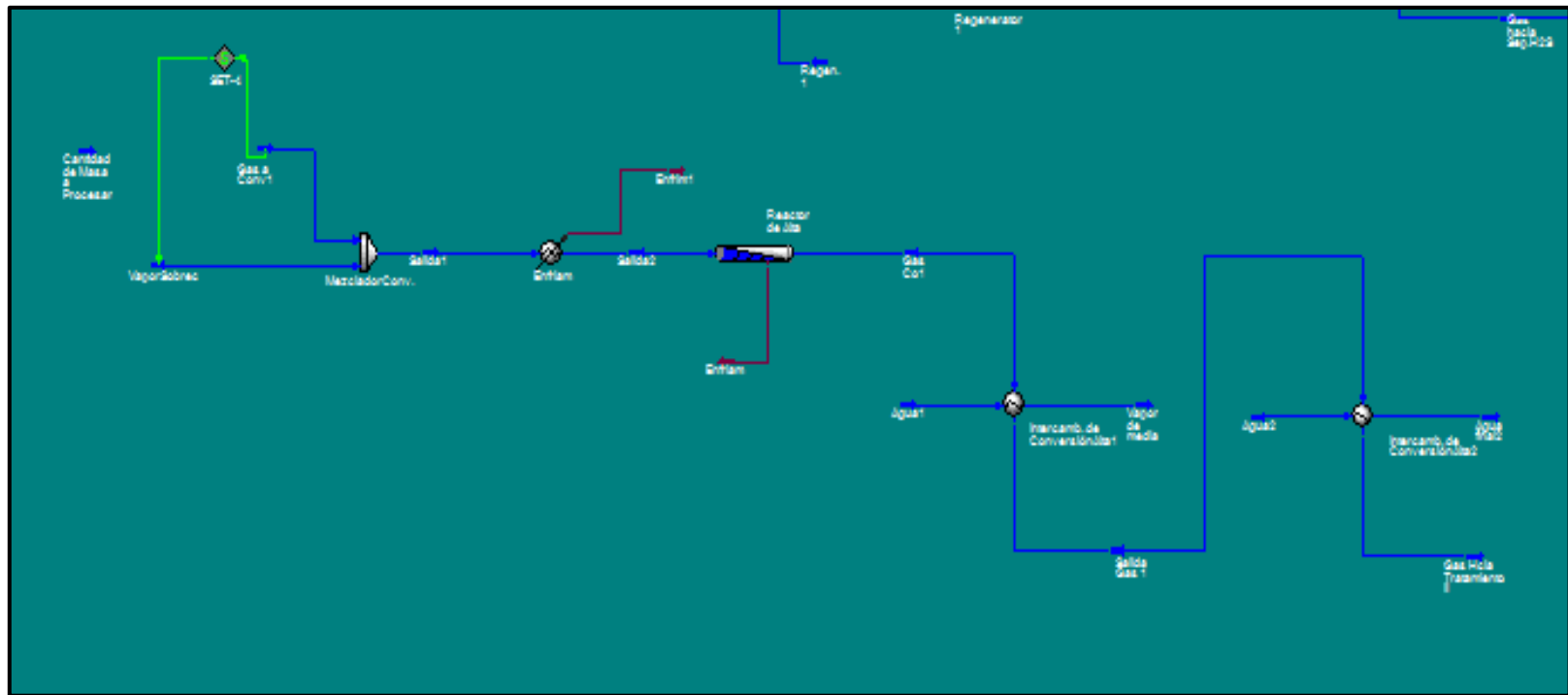


Figura N°. 21. Unidad de conversión de baja temperatura.

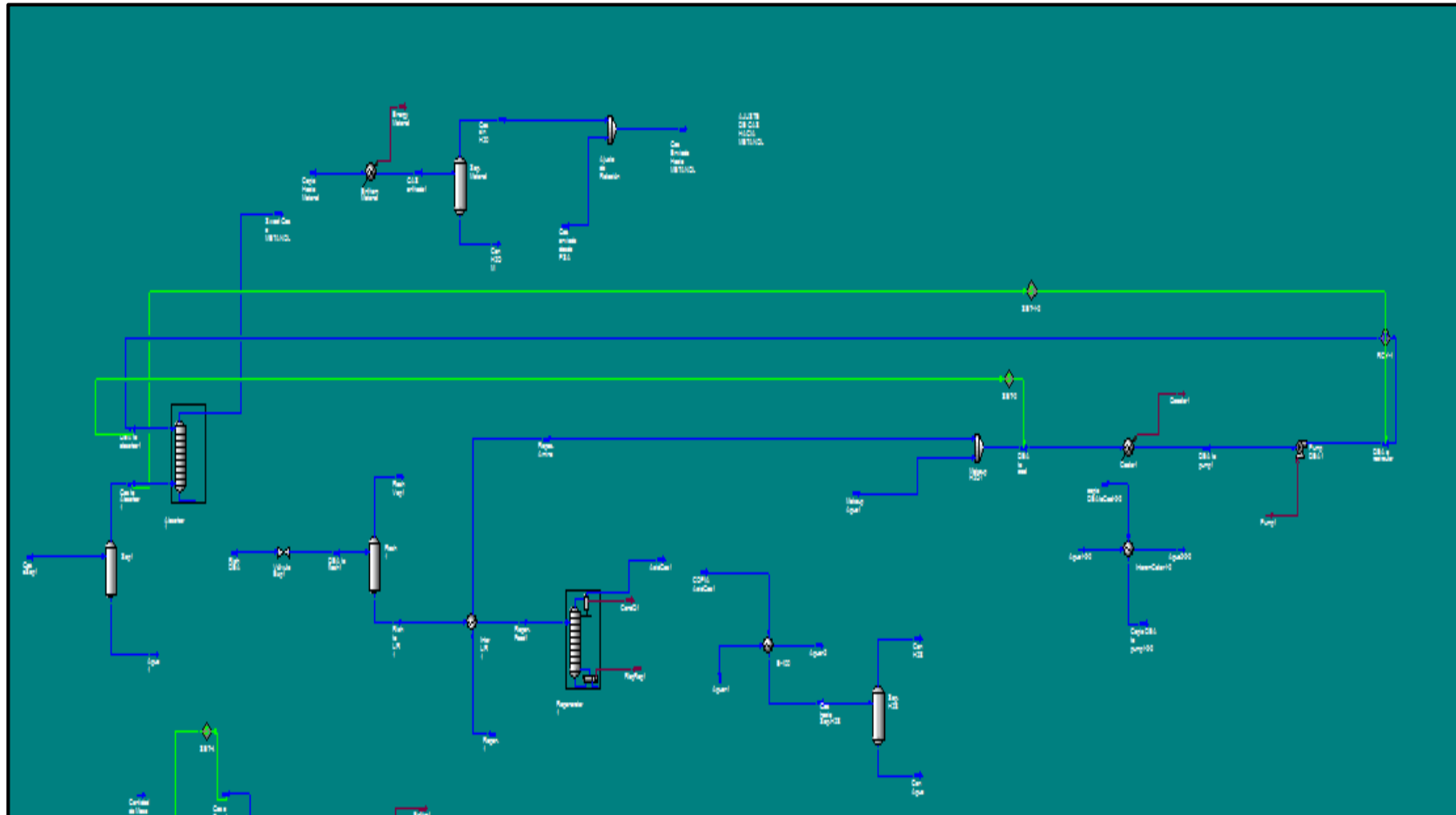


Figura N°. 22. Unidad tratamiento de gas I.

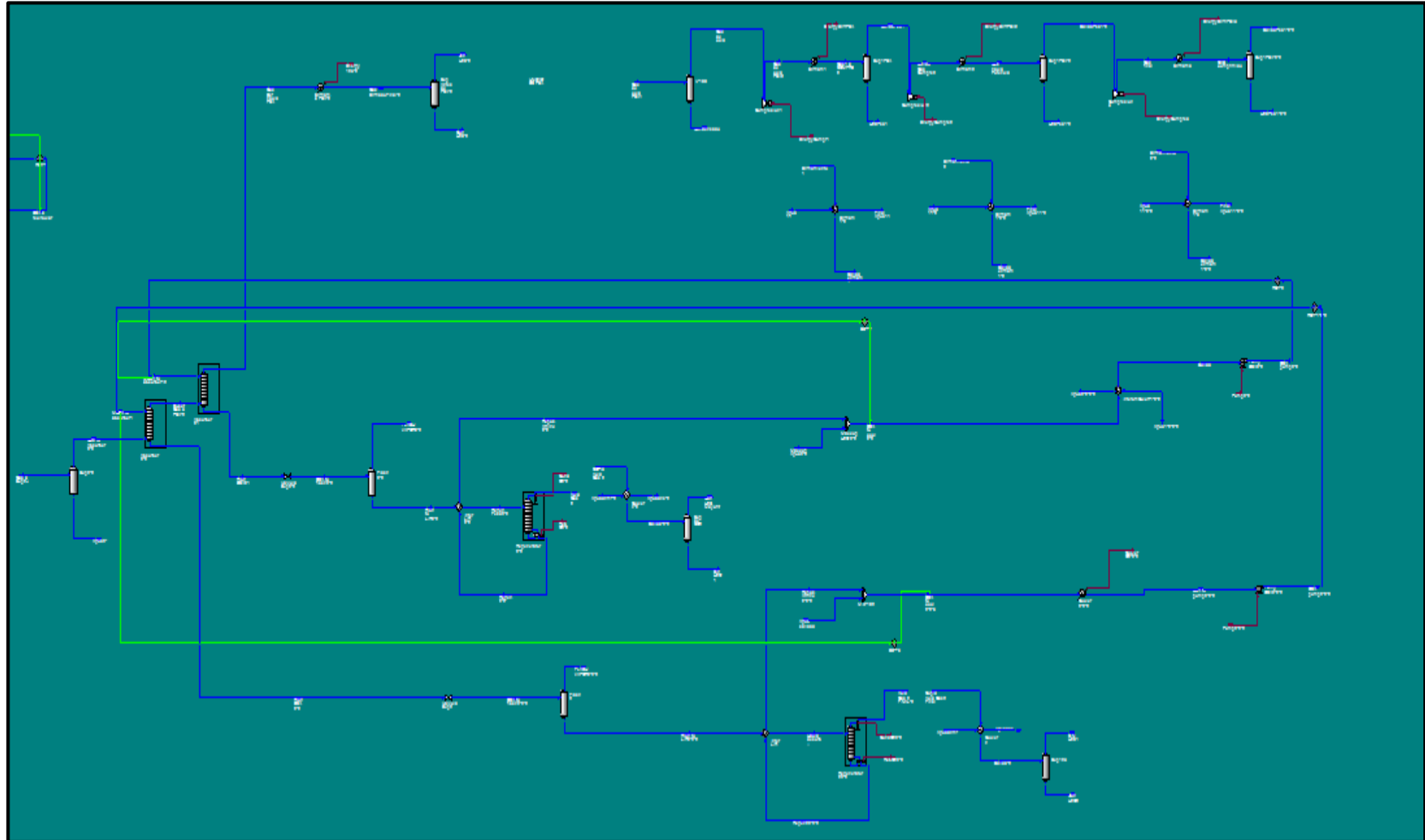


Figura N°. 23. Unidad tratamiento de gas II.