

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **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**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por la Br. Bohórquez, Ana C.  
Para optar al Título de  
Ingeniero Químico

Caracas, 2009

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **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**

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Rafael Martín  
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. María del Mar Káram

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por la Br. Bohórquez, Ana  
Para optar al Título de  
Ingeniero Químico

Caracas, 2009



Facultad de Ingeniería



Universidad Central de Venezuela

## ACTA MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado de la Bachiller Ana Carolina Bohórquez, CI: 17.059.765, cuyo título es: **"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"**, queremos dejar constancia del nivel del trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la nota máxima obtenible en estos casos: **Veinte Puntos (20)**. Así mismo, hemos decidido concederle **Mención Honorífica** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado, en vista de que su alta calidad, su grado de detalle y su alcance excedieron lo esperado normalmente en estos casos. Adicionalmente los resultados generados representan una fuente muy importante de información en cuanto al procesamiento y disposición del Coque generado por la Industria Petrolera Nacional.

Dado en Caracas, a los veintiséis días del mes de febrero del año dos mil nueve.

Prof. Adriana García  
Jurado Principal

Prof. Leonardo Oropeza  
Jurado Principal

Prof. Rafael Martín  
Coordinador del Jurado

Caracas, Febrero de 2009

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 Bachiller Ana C. Bohórquez, titulado:

**“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”**

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



Prof. Leonardo Oropeza

Jurado



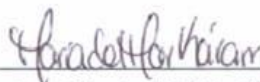
Profa. Adriana García

Jurado



Prof. Rafael Martín

Tutor Académico



Ing. María del Mar Karám

Tutor Industrial

**DEDICATORIA**

*A ti querido tío Demetrio, que desde el cielo guías mis pasos, a ti dedico este trabajo que ha sido el mayor logro de mi carrera universitaria. Como me hubiese gustado que el destino no te hubiese arrebatado de mis brazos, para que hoy personalmente pudieras verme como toda una profesional.*

*Por supuesto a ti madre también dedico este trabajo, por haberme dado la vida pese a las adversidades que tuviste que afrontar. Hoy por hoy, todo lo que soy te lo debo a ti Nubia y juntas hemos de llegar lejos, siempre será así.*

**Ana C. Bohórquez**

## AGRADECIMIENTOS

*A Dios por permitirme alcanzar esta meta, una de las tantas metas que lograré en mi vida profesional.*

*A la primera casa de estudios del país, la Universidad Central de Venezuela, que gracias por acogerme en su recinto no sólo ayudo a vencer mis sombras y hacerme toda una profesional en el área de ingeniería, sino también a desarrollar el carisma, la sensibilidad y la excelencia presente en todo egresado ucevista.*

*A mi tutores, la Ing. María del Mar Káram y el Prof. Rafael Martín.*

*Al Prof. Humberto Kum, por ser mi amigo, confiar siempre en mí y brindarme su apoyo incondicional a lo largo de toda mi carrera, sobre todo en el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.*

*A los Profesores de la Escuela de Ingeniería Química: Leonardo Oropeza, Alejandra Meza, Maryluz Alonzo, Adriana García, Amelia Estévez y Nólides Guzmán por su dedicación, excelencia académica y amor la a Escuela de Ingeniería Química.*

*A dos excelentes profesionales que son un ejemplo a seguir en lo que a materia de ingeniería de procesos se refiere: el Ing. Raúl Páez y la Ing. Marzia Infantini. Gracias por orientarme y facilitarme información para la realización de este Trabajo Especial de Grado.*

*A la Gerencia del Evaluación y Desarrollo de Nuevos Negocios Faja (PDVSA-CVP), en especial al Sr. Nicolino Modé, la Sra. Adriana Zambrano y al Sr. Augusto Domínguez por darme la oportunidad de trabajar en una de las filiales más importantes de PDVSA. Sin dejar de agradecer por su calidad humana y profesional a: Yoshira González, Martha Silva, Javier Matusalén, Francisco Ramírez, Marcos*

*Rodríguez, Gabriel Daza, José Martínez, Omar Montilla, Alexander Guzmán, Gabriela González, Mónica Arredondo, Solexis García, Mahmoud El Horsari, Gloria, Aura Nelo, Pedro Martorano, Edmundo Salazar, José Ávila, Manuel Álvarez, Teófilo Villarroel, Carmen Cuervo y Domingo García.*

*Al MSc. PhD. Iván Machín de PDVSA-INTEVEP por facilitarme el Programa de Cálculos Termodinámicos “QBTherm© V3.D” y darme la asesoría necesaria para la utilización de ésta poderosísima herramienta de cálculo.*

*Al Sr. Nelson Torres del CIT de PDVSA-INTEVEP, por estar pendiente de mi trabajo y facilitarme toda la información necesaria para el desarrollo del mismo.*

*A todas las personas de las empresas mixtas: PetroCedeño, E y P Cabrutica (Ex-Petrozuata), PetroMonagas y PetroPiar, que colaboraron en la realización de este trabajo.*

*A dos grandes familias: mi familia y la familia Millán. Sobre todo, a todos mis tíos, tías, primos, David y mi hermanito Jesús por estar siempre junto a mí. A la familia Millán, especialmente a la Sra. Iveth y la Sra. Olga por haberme ofrecido su cariño y apoyo absoluto.*

*A ti primita Betty por estar siempre allí pendiente de mí, de mis angustias y mis logros como nadie. Desde siempre eres y serás un gran apoyo en mi vida, y ocuparás con mis princesitas un lugar muy especial en mi corazón.*

*A ti querida amiga Jennifer, porque desde siempre estamos apoyándonos en lo humano y espiritual por nuestra gran amistad. ¡Ahora vienes tú!*

*Querida Nancy, mi gorda bella, a ti también te agradezco por todas las veces que una palabra de aliento tuya me motivó a seguir adelante desde pequeña.*

*A mis grandes amigos del I.T.J.O: Daiany, Gleidy, Francis, Víctor, Carlitos, Jhon, Héctor, Joana y Christopher, todos ya grandes profesionales. Querida banda he aquí el motivo de mis ausencias en las reuniones del grupo. Ya soy ingeniero!!!*

*A Yulyanna Carrasco, por ser mi gran amiga y compañera, en las buenas y en las malas, desde que entre a la universidad. Yuly lo logramos!!!*

*A mis grandes amigos de la UCV: Mayrita, Vivian, Ronny, Carina, mamá Angie, Glendita, Jeison, Claudio, Kenny, Flavio, Pablo y a los demás amigos y compañeros que por no estar aquí, no son menos importantes. Gracias por estar pendiente de mí y hacer mi estadía en la U.C.V única y especial.*

*Por último, a ti Arnaldo por ser un gran apoyo en toda mi carrera. Por darme ánimos para seguir adelante, las miles de veces en que dudé si ingeniería química era la elección correcta. Al igual por todos los momentos hermosos que compartimos en nuestra vida universitaria, porque aparte de ser simplemente mi novio en la universidad, tú Arnaldo fuiste para mí un verdadero amigo. Por tantas cosas siempre ocuparás un lugar especial en mi corazón, porque sencillamente llenaste de alegrías gran parte de mis días.*

*A todos gracias.*

*Recuerden siempre que “El mundo esta en las manos de aquellos que tienen el coraje de soñar y correr el riesgo de vivir sus sueños”. Paulo Coelho.*



**Bohórquez; Ana C.**

**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.**

**Tutor académico: Prof. Rafael Martín. Tutor Industrial: Ing. Maria del Mar Káram.  
Tesis. Caracas. U.C.V. Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química.  
Año 2009. 216 p.**

**Palabras clave:** Gasificación de derivados del petróleo, Ciclo Combinado, Gas de Síntesis, Análisis Técnico-Económico.

**Resumen.** En este Trabajo Especial de Grado se presentan los resultados del estudio de factibilidad de tres esquemas de proceso que aprovechan el coque generado en los Mejoradores ubicados en el Complejo Industrial Petroquímico y Petrolero General de División José Antonio Anzoátegui (Jose), a través del proceso de Gasificación Integrado a Ciclos Combinados. Las alternativas de esquemas evaluados, para seleccionar la mejor opción fueron: Coque para la generación de electricidad, coque para producción de hidrógeno, cogeneración y venta de electricidad, y finalmente coque para la producción de hidrocarburos líquidos, cogeneración y venta de electricidad. El estudio de factibilidad de los esquemas se realizó analizando técnica y económicamente cada propuesta. El desarrollo industrial para las todas los esquemas de proceso estudiados está completamente garantizado a partir de la tecnología GE-Energy, aunque los indicadores económicos resultantes tuvieron un Valor Presente Neto (VPN) menor a cero y una tasa interna de retorno (TIR) menor al mínimo exigido por PDVSA (15%). Debido a la necesidad a hacer una eficiente disposición y uso del coque de Jose la opción seleccionada fue el Caso 3: Coque para la producción de hidrocarburos líquidos, cogeneración y venta de electricidad. Esta opción obtuvo el VPN menos negativo que los demás casos estudiados (-399,37 MM\$) y una Tasa Interna de Retorno del 8,09%.

**ÍNDICE DE CONTENIDO**

|                                                                                        |          |
|----------------------------------------------------------------------------------------|----------|
| <b>CAPÍTULO I .....</b>                                                                | <b>1</b> |
| 1.1. INTRODUCCIÓN.....                                                                 | 1        |
| 1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....                                                   | 2        |
| 1.3. OBJETIVOS .....                                                                   | 4        |
| 1.3.1. Objetivo general .....                                                          | 4        |
| 1.3.2. Objetivos específicos .....                                                     | 5        |
| 1.4. ANTECEDENTES.....                                                                 | 5        |
| <b>CAPÍTULO II .....</b>                                                               | <b>7</b> |
| 2.1. MEJORAMIENTO DE CXP .....                                                         | 7        |
| 2.1.1. Esquemas de mejoramiento de cxp .....                                           | 8        |
| 2.1.1.1. Mejoramiento parcial .....                                                    | 8        |
| 2.1.1.2. Mejoramiento total .....                                                      | 8        |
| 2.1.2. Complejos de Mejoramiento de CXP en Jose.....                                   | 8        |
| 2.2. COQUE .....                                                                       | 11       |
| 2.2.1. Origen del coque .....                                                          | 12       |
| 2.2.1.1. Tipos de procesos de coquificación .....                                      | 12       |
| 2.2.2. Tipos, propiedades y usos del coque.....                                        | 14       |
| 2.2.2.1. Coque verde (green coke) .....                                                | 15       |
| 2.2.2.2. Coque calcinado .....                                                         | 17       |
| 2.3. OPCIONES DE PROCESAMIENTO DEL COQUE.....                                          | 17       |
| 2.3.1. Como co-combustible en hornos de cemento .....                                  | 18       |
| 2.3.2. Como co-combustible para hornos de carbón en plantas de energía eléctrica ..... | 18       |
| 2.3.3. Para combustión en lechos circulantes fluidizados.....                          | 18       |
| 2.3.4. Para gasificación .....                                                         | 19       |
| 2.4. GASIFICACIÓN DEL COQUE .....                                                      | 19       |
| 2.4.1. Termodinámica de la gasificación .....                                          | 21       |
| 2.4.1.1. Secado .....                                                                  | 21       |
| 2.4.1.2. Desvolatilización/pirólisis.....                                              | 22       |

|                                                                                                             |           |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| 2.4.1.3. Gasificación.....                                                                                  | 23        |
| 2.4.2. Procesos de gasificación .....                                                                       | 25        |
| 2.4.2.2. Gasificadores de lecho fluidizado (fluidized bed gasifiers).....                                   | 27        |
| 2.4.2.3. Gasificadores de flujo arrastrado (entrained flow gasifiers) .....                                 | 29        |
| 2.4.3. Productos generados en el proceso de gasificación .....                                              | 30        |
| 2.4.4. Tecnologías auxiliares empleadas en procesos de gasificación.....                                    | 30        |
| 2.4.4.1. Fraccionamiento de aire .....                                                                      | 31        |
| 2.4.4.2. Tratamiento del gas de síntesis. ....                                                              | 31        |
| 2.4.4.3. Reactores de conversión agua-gas (CO-Shift).....                                                   | 33        |
| 2.4.4.4. Recuperación de azufre.....                                                                        | 34        |
| 2.4.4.5. Tratamiento de subproductos sólidos.....                                                           | 34        |
| 2.4.5. Aplicaciones de la gasificación.....                                                                 | 35        |
| 2.4.5.1. Ciclo Combinado de Gasificación Integrada (IGCC) .....                                             | 36        |
| 2.4.5.2. Producción de químicos .....                                                                       | 36        |
| 2.4.5.3. Síntesis de fischer-tropsch (f-t) .....                                                            | 37        |
| 2.4.6. Integración de procesos de gasificación y tecnologías auxiliares.....                                | 38        |
| 2.4.6.1. Integración de los sistemas agua-vapor de la sección gasificación y del Ciclo Combinado (CC) ..... | 38        |
| 2.4.6.2. Integración lado N <sub>2</sub> entre ASU y el CC .....                                            | 39        |
| 2.4.6.3. Integración lado aire entre ASU y el CC .....                                                      | 39        |
| <b>CAPÍTULO III.....</b>                                                                                    | <b>40</b> |
| 3.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA .....                                                                           | 40        |
| 3.2. LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN EN MEJORADORES DE JOSE .....                                              | 41        |
| 3.3. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA COMERCIAL DE GASIFICACIÓN .....                                                | 42        |
| 3.3.1. Matriz de decisión: Tipo de proceso de gasificación .....                                            | 42        |
| 3.3.2. Matriz de decisión: Tecnología de gasificación.....                                                  | 43        |
| 3.4. PLANTEAMIENTO DE ESQUEMAS DE GASIFICACIÓN.....                                                         | 44        |
| 3.5. EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE ESQUEMAS.....                                                          | 44        |
| 3.5.1. Evaluación técnica .....                                                                             | 44        |
| 3.5.2. Evaluación económica .....                                                                           | 48        |

|                                                                             |            |
|-----------------------------------------------------------------------------|------------|
| 3.6. ANÁLISIS DE RESULTADOS .....                                           | 49         |
| <b>CAPÍTULO IV .....</b>                                                    | <b>50</b>  |
| 4.1. LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN EN MEJORADORES DE JOSE .....              | 50         |
| 4.1.1. Caracterización y composición del coque de Jose .....                | 50         |
| 4.1.2. Selección de caracterización de coque modelo .....                   | 52         |
| 4.1.3. Requerimiento de servicios en mejoradores de Jose .....              | 52         |
| 4.2. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN .....                       | 53         |
| 4.2.1. Matriz de decisión: Tipo de proceso de gasificación .....            | 54         |
| 4.2.2. Matriz de decisión: Tecnología de gasificación .....                 | 61         |
| 4.3. PLANTEAMIENTO DE ESQUEMAS DE GASIFICACIÓN .....                        | 68         |
| 4.4. EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE ESQUEMAS .....                         | 72         |
| 4.4.1. Evaluación técnica .....                                             | 72         |
| a) Ubicación del complejo de gasificación .....                             | 72         |
| b) Distribución de productos por esquema de gasificación .....              | 73         |
| c) Condiciones de operación óptimas en el gasificador .....                 | 74         |
| d) Balance de masa en el gasificador de coque .....                         | 81         |
| e) Selección del modo de enfriamiento del gas de síntesis .....             | 82         |
| f) Diagramas de flujo de proceso por esquema y balance de masa general .... | 83         |
| 4.4.2. Evaluación económica .....                                           | 95         |
| 4.4.2.1. Inversión inicial .....                                            | 95         |
| 4.4.2.2. Ingresos por ventas .....                                          | 98         |
| 4.4.2.3. Costos de operación .....                                          | 101        |
| 4.4.2.4. Rentabilidad económica .....                                       | 103        |
| 4.4.2.5. Indicadores económicos .....                                       | 104        |
| 4.4.3. Esquema de gasificación seleccionado .....                           | 107        |
| 4.4.4. Sensibilidad económica de esquemas .....                             | 108        |
| <b>CONCLUSIONES .....</b>                                                   | <b>112</b> |
| <b>RECOMENDACIONES .....</b>                                                | <b>115</b> |
| <b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>                                     | <b>116</b> |
| <b>APÉNDICES .....</b>                                                      | <b>122</b> |

|                                                                                                                                                                                                       |     |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| APÉNDICE N° 1. DESCRIPCIÓN DE LOS COMPLEJOS MEJORADORES DE LA FPO .....                                                                                                                               | 123 |
| APÉNDICE N° 2. DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN COQUIFICADOR FLUIDO .....                                                                                                                                   | 134 |
| APÉNDICE N° 3. DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN FLEXICOQUIZADOR. ....                                                                                                                                       | 135 |
| APÉNDICE N°4. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN PROCESOS DE COQUIFICACIÓN<br>RETARDADA Y COQUIFICACIÓN FLUIDA. ....                                                                                         | 136 |
| APÉNDICE N°5. PROPIEDADES DEL COQUE RETARDADO, EL COQUE RETARDADO DE<br>GRADO PERDIGÓN, EL COQUE FLUIDO Y EL FLEXICOQUE .....                                                                         | 137 |
| APÉNDICE N°6. MÉTODO DE DECISIÓN MÚLTIPLE BINARIO MDMB. ....                                                                                                                                          | 138 |
| APÉNDICE N°7. PREMISAS ECONÓMICAS FINANCIERAS .....                                                                                                                                                   | 144 |
| APÉNDICE N°8. BASES ECONÓMICAS DE FORMULACIÓN.....                                                                                                                                                    | 147 |
| APÉNDICE N°9. CARACTERIZACIÓN DEL COQUE GENERADO EN LOS MEJORADORES DE<br>LA FPO. ....                                                                                                                | 148 |
| APÉNDICE N°10. TIPOS DE PROCESOS DE GASIFICACIÓN Y PARÁMETROS DE<br>EVALUACIÓN A NIVEL DE CARACTERÍSTICAS Y PREPARACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN,<br>CONDICIONES DE OPERACIÓN, SERVICIOS Y EXPERIENCIA..... | 151 |
| APÉNDICE N°11. COMPARACIÓN UNO A UNO DE LOS PARÁMETROS DE EVALUACIÓN<br>PARA LA ASIGNACIÓN DE PESOS EN LA MATRIZ DE SELECCIÓN DEL PROCESO DE<br>GASIFICACIÓN A EMPLEAR.....                           | 153 |
| APÉNDICE N°12. COMPARACIÓN DE TIPOS DE PROCESOS DE GASIFICACIÓN SEGÚN<br>PARÁMETRO DE EVALUACIÓN.....                                                                                                 | 154 |
| APÉNDICE N°13. TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN FLUJO ARRASTRADO Y PARÁMETROS<br>DE EVALUACIÓN A NIVEL DE EXPERIENCIA, CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO,<br>COMBUSTIBLE DESEADO Y APLICACIONES. ....            | 156 |
| APÉNDICE N°14. EXPERIENCIA COMERCIAL DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN GE-<br>ENERGY .....                                                                                                             | 158 |
| APÉNDICE N°15. EXPERIENCIA COMERCIAL DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN<br>SHELL.....                                                                                                                   | 160 |
| APÉNDICE N°16. EXPERIENCIA COMERCIAL DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN E-<br>GAS .....                                                                                                                 | 162 |

|                                                                                                                                                                                  |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| APÉNDICE Nº17. EXPERIENCIA COMERCIAL DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN<br>KRUPP-KOPPERS. ....                                                                                     | 162 |
| APÉNDICE Nº18. COMPARACIÓN UNO A UNO DE LOS PARÁMETROS DE EVALUACIÓN<br>PARA LA ASIGNACIÓN DE PESOS EN LA MATRIZ DE SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE<br>GASIFICACIÓN A EMPLEAR..... | 163 |
| APÉNDICE Nº19. COMPARACIÓN DE TECNOLOGÍAS SEGÚN PARÁMETRO DE<br>EVALUACIÓN .....                                                                                                 | 164 |
| APÉNDICE Nº 20. GASIFICADOR GE-ENERGY TIPO QUENCH .....                                                                                                                          | 166 |
| APÉNDICE Nº21. GASIFICADOR GE-ENERGY TIPO RADIANTE/CONVECTIVO. ....                                                                                                              | 167 |
| APÉNDICE Nº22. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO PARA EL CASO 1.....                                                                                                                 | 168 |
| APÉNDICE Nº23. BALANCE DE MASA PARA EL CASO 1 .....                                                                                                                              | 174 |
| APÉNDICE Nº24. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS PARA EL CASO 2. ....                                                                                                               | 182 |
| APÉNDICE Nº25. BALANCE DE MASA PARA EL CASO 2. ....                                                                                                                              | 189 |
| APÉNDICE Nº26. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS PARA EL CASO 3. ....                                                                                                               | 197 |
| APÉNDICE Nº27. BALANCE DE MASA PARA EL CASO 3 .....                                                                                                                              | 206 |
| APÉNDICE Nº28. CÁLCULO DE COMBUSTIÓN EN LA CÁMARA DE COMBUSTIÓN PARA<br>GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD.....                                                                          | 219 |
| APÉNDICE Nº29. COSTOS DE MATERIA PRIMA, INSUMOS, SERVICIOS PRODUCTOS Y<br>SUBPRODUCTOS EMPLEADOS EN LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ESQUEMAS.....                                     | 218 |

## **ÍNDICE DE FIGURAS**

|                                                                                                                                     |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura N° 1. Coque de PetroCedeño. ....                                                                                             | 11 |
| Figura N° 2. Unidad de coquificación retardada .....                                                                                | 13 |
| Figura N° 3. Métodos de gasificación .....                                                                                          | 20 |
| Figura N° 4. Influencia de la velocidad de calentamiento sobre el proceso de gasificación .....                                     | 22 |
| Figura N° 5. Gasificador lecho móvil .....                                                                                          | 26 |
| Figura N° 6. Gasificador lecho fluidizado.....                                                                                      | 28 |
| Figura N° 7. Gasificador flujo arrastrado.....                                                                                      | 29 |
| Figura N° 8. Aplicaciones de la gasificación .....                                                                                  | 35 |
| Figura N° 9. Diagrama de bloques y opciones de integración para una central IGCC. ....                                              | 39 |
| Figura N° 10. Diagrama de la metodología a emplear para alcanzar los objetivos del proyecto.....                                    | 40 |
| Figura N° 11. Ponderación por parámetro de evaluación en la matriz del MDMB para la selección del proceso de gasificación.....      | 57 |
| Figura N° 12. Selección del proceso de gasificación a emplear.....                                                                  | 60 |
| Figura N° 13. Ponderación por parámetro de evaluación en la matriz del MDMB para la selección de la tecnología de gasificación..... | 65 |
| Figura N° 14. Selección de la tecnología de gasificación a emplear.....                                                             | 67 |
| Figura N° 15. Diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 1. ....                                                          | 69 |
| Figura N° 16. Diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 2. ....                                                          | 70 |
| Figura N° 17. Continuación diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 2 . ....                                            | 71 |
| Figura N° 18. Diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 3 (Fuente: Elaboración .....                                     | 71 |
| Figura N° 19. Continuación diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 3 . ....                                            | 72 |
| Figura N° 20. Molécula representativa del coque retardado de E y P Cabrutica. ....                                                  | 74 |

|                                                                                                                                                                        |     |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura N° 21. Composición de especies representativas en el syngas a 1.450 °C y 30 bar, para una relación agua/sólidos=0,60.....                                       | 78  |
| Figura N° 22. Conversión de coque para las relaciones agua/sólidos y O <sub>2</sub> /Coque en estudio a 1.450 °C y 30 bar. ....                                        | 79  |
| Figura N° 23. Poder calorífico del syngas gas a 1.250 C y 30 bar con una relación agua/coque=1,2 .....                                                                 | 80  |
| Figura N° 24. Configuración de lechos adsorbentes en el bloque “Purificación de H <sub>2</sub> /PSA” .....                                                             | 92  |
| Figura N° 25. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 1.....                                                                           | 105 |
| Figura N° 26. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 2.....                                                                           | 106 |
| Figura N° 27. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 3.....                                                                           | 106 |
| Figura N° 28. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 1 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad .....                   | 108 |
| Figura N° 29. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 2 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad e H <sub>2</sub> .....  | 109 |
| Figura N° 30. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 3 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad .....                   | 110 |
| Figura N° 31. Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 3 para estudio de sensibilidad del costo de inversión en equipos de la planta F-T .. | 111 |



**ÍNDICE DE TABLAS**

|                                                                                                                                               |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabla N° 1. Condiciones de operación de las tecnologías existentes de gasificación.                                                           | 26 |
| Tabla N° 2. Características generales promedio del coque de Jose. ....                                                                        | 51 |
| Tabla N° 3. Caracterización simplificada del coque de E y P Cabrutica. ....                                                                   | 52 |
| Tabla N° 4. Consumo de los principales servicios industriales de los mejoradores de la FPO. ....                                              | 53 |
| Tabla N° 5. Bloques de información y parámetros evaluación potenciales para la selección del proceso de gasificación a emplear.....           | 54 |
| Tabla N° 6. Parámetros finalmente seleccionados para su evaluación en el MDMB.                                                                | 55 |
| Tabla N° 7. Evaluación de alternativas de procesos de gasificación por parámetros de estudio .....                                            | 58 |
| Tabla N° 8. Características de las tecnologías de gasificación flujo arrastrado.....                                                          | 61 |
| Tabla N° 9. Bloques de información y parámetros evaluación para la selección de la tecnología de gasificación flujo arrastrado a emplear..... | 62 |
| Tabla N° 10. Evaluación de alternativas de tecnologías de gasificación aplicables por parámetros de estudio.....                              | 66 |
| Tabla N° 11. Unidades de proceso presentes en cada esquema de gasificación .....                                                              | 68 |
| Tabla N° 12. Capacidades de alimentación de coque y productos por esquema de gasificación evaluado. ....                                      | 73 |
| Tabla N° 13. Condiciones de operación evaluadas para la gasificación del coque de Jose.....                                                   | 76 |
| Tabla N° 14. Variación de la composición del syngas a 1.450°C con 30 bar y 70 bar respectivamente.....                                        | 77 |
| Tabla N° 15. Condiciones de operación del reactor de gasificación para coque GE-Energy. ....                                                  | 81 |
| Tabla N° 16. Syngas crudo producido a las condiciones de operación óptimas para el reactor de gasificación de coque GE-Energy. ....           | 82 |
| Tabla N° 17. Gas de síntesis crudo pre-tratado (parcialmente libre de H <sub>2</sub> O y enfriado) en la corriente de proceso 64.....         | 89 |

|                                                                                                    |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabla N° 18. Gas de síntesis limpio en la corriente de proceso 81. ....                            | 92  |
| Tabla N° 19. Gases de combustión a la salida de la turbina de gas GT-601<br>.....                  | 93  |
| Tabla N° 20. Distribución de productos en la planta F-T del Caso 3.....                            | 95  |
| Tabla N° 21. Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 1 .                 | 96  |
| Tabla N° 22. Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 2..                 | 96  |
| Tabla N° 23. Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 3..                 | 97  |
| Tabla N° 24. Costos de total de inversión del Caso 1. ....                                         | 97  |
| Tabla N° 25. Costos de total de inversión del Caso 2. ....                                         | 97  |
| Tabla N° 26. Costos de total de inversión del Caso 3. ....                                         | 98  |
| Tabla N° 27. Ingresos por ventas Caso 1 .....                                                      | 98  |
| Tabla N° 28. Ingresos por ventas Caso 2 .....                                                      | 99  |
| Tabla N° 29. Ingresos por ventas Caso 3 .....                                                      | 99  |
| Tabla N° 30. Costos de operación a máxima capacidad por esquema .....                              | 101 |
| Tabla N° 31. Costos de mano de obra Caso 1, operadores por turno 27 .....                          | 102 |
| Tabla N° 32. Costos de mano de obra Caso 2, operadores por turno 27,5.....                         | 102 |
| Tabla N° 33. Costos de mano de obra Caso 3, operadores por turno 33,6.....                         | 102 |
| Tabla N° 34. Costos de operación determinados por esquema a máxima capacidad de<br>producción..... | 103 |
| Tabla N° 35. Premisas consideradas en el estudio económico.....                                    | 103 |
| Tabla N° 36. Indicadores económicos determinados por esquema de gasificación<br>.....              | 104 |
| Tabla N° 37. Tiempo de pago por cada esquema de gasificación.....                                  | 105 |

---

**LISTA DE ABREVIATURAS**

|                            |                                                                                                                                   |
|----------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>AFBC</b>                | Lechos Fluidizados Circulantes a Presión Atmosférica                                                                              |
| <b>AGR</b>                 | Remoción de Gases Ácidos                                                                                                          |
| <b>ASU</b>                 | Unidad de Separación de Aire                                                                                                      |
| <b>C<sub>2</sub></b>       | Etano                                                                                                                             |
| <b>C<sub>4</sub></b>       | Butano                                                                                                                            |
| <b>Caso 1</b>              | Coque para producción de energía eléctrica.                                                                                       |
| <b>Caso 2</b>              | Coque para producción de hidrógeno, cogeneración y venta de electricidad.                                                         |
| <b>Caso 3</b>              | Coque para producción de hidrocarburos líquidos a través de la síntesis de Fischer-Tropsch, cogeneración y venta de electricidad. |
| <b>CC</b>                  | Ciclo Combinado                                                                                                                   |
| <b>CFB</b>                 | Lechos Fluidizados Circulantes                                                                                                    |
| <b>CGE</b>                 | Eficiencia del gas frío (Cold Gas Efficiency)                                                                                     |
| <b>Char</b>                | Residuo carbonoso                                                                                                                 |
| <b>CHOP</b>                | Cold Heavy Oil Production (Producción en frío de crudos)                                                                          |
| <b>CO Shift</b>            | Reacción de desplazamiento del monóxido de carbono                                                                                |
| <b>COPEM</b>               | Centro de operaciones de Petromonagas                                                                                             |
| <b>CVP</b>                 | Corporación Venezolana del Petróleo                                                                                               |
| <b>CXP</b>                 | Crudo extrapesado                                                                                                                 |
| <b>DBP's</b>               | Diagrama de Bloque de Proceso                                                                                                     |
| <b>DFP's</b>               | Diagramas de Flujo de Proceso                                                                                                     |
| <b>E y P<br/>Cabrutica</b> | Exploración y Producción Distrito Cabrutica (Ex – Petrozuata)                                                                     |
| <b>EI</b>                  | Eficiencia de la Inversión                                                                                                        |
| <b>EPA</b>                 | Environmental Protection Agency (United States)                                                                                   |
| <b>FPO</b>                 | Faja Petrolífera del Orinoco                                                                                                      |
| <b>F-T</b>                 | Fischer-Tropsch                                                                                                                   |
| <b>HCGO</b>                | Destilado pesado del coquificador                                                                                                 |
| <b>HRSG</b>                | Caldera de Recuperación con Generación de Vapor del CC                                                                            |
| <b>HVGO</b>                | Destilado pesado de vacío                                                                                                         |

|                 |                                                                                          |
|-----------------|------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>IGCC</b>     | Gasificación Integrada a Ciclos Combinados                                               |
| <b>INTEVEP</b>  | Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo                                      |
| <b>ISLR</b>     | Impuesto Sobre la Renta                                                                  |
| <b>Jose</b>     | Complejo Industrial Petroquímico y Petrolero General de División José Antonio Anzoátegui |
| <b>L.R</b>      | Línea Recta                                                                              |
| <b>LAGO</b>     | Destilado liviano atmosférico                                                            |
| <b>LEEPI</b>    | Lineamientos para la evaluación económica de propuestas de inversión.                    |
| <b>LVGO</b>     | Destilado liviano de vacío                                                               |
| <b>MARS</b>     | Sistema de Recuperación de Metales de Ceniza                                             |
| <b>MDMB</b>     | Método de Decisión Múltiple Binario                                                      |
| <b>MEP</b>      | Manuales de Estimaciones de Costos                                                       |
| <b>NETL</b>     | National Energy Technology Laboratory (United States)                                    |
| <b>PDVSA</b>    | Petróleos de Venezuela, S.A                                                              |
| <b>PEQUIVEN</b> | Petroquímica de Venezuela, S.A.                                                          |
| <b>PFBC</b>     | Lechos Fluidizados Circulantes a Altas Presiones                                         |
| <b>POES</b>     | Petróleo Original en Sitio.                                                              |
| <b>PSA</b>      | Pressure Swing Adsorption                                                                |
| <b>RIPPET</b>   | Red de Información Petrolera y Petroquímica                                              |
| <b>SAGD</b>     | Steam assisted gravity drainage (Producción en caliente de crudos)                       |
| <b>Slag</b>     | Subproducto sólido e inerte del proceso de gasificación                                  |
| <b>SNG</b>      | Gas Natural Sintético                                                                    |
| <b>SRI</b>      | Stanford Research Institute                                                              |
| <b>TIR</b>      | Tasa Interna de Retorno                                                                  |
| <b>TPI</b>      | Tiempo de Pago de la Inversión                                                           |
| <b>Tras</b>     | Alquitranes y aceites                                                                    |
| <b>UOP</b>      | Universal Oil Products                                                                   |
| <b>VPN</b>      | Valor Presente Neto                                                                      |
| <b>WTI</b>      | West Texas Intermediate (Crudo marcador)                                                 |

**LISTA DE SÍMBOLOS**

|                         |                      |                                                                                 |
|-------------------------|----------------------|---------------------------------------------------------------------------------|
| <b>H/C</b>              | Adim                 | Relación entre los átomos de hidrógeno- carbono en una molécula de hidrocarburo |
| <b>H<sub>2</sub>/CO</b> | Adim                 | Relación hidrógeno-monóxido de carbono en el gas de síntesis                    |
| <b>HGI</b>              | Adim                 | Hardgrove Grindability Index                                                    |
| <b>Mbbl</b>             | bbl                  | Miles de barriles                                                               |
| <b>MBPD</b>             | bbl/día              | Miles de barriles por día                                                       |
| <b>MMbbl</b>            | bbl                  | Millones de barriles                                                            |
| <b>MMMbbl</b>           | bbl                  | Miles de millones de barriles                                                   |
| <b>MMSCFD</b>           | Ft <sup>3</sup> /día | Millones de pies cúbicos estándar por día                                       |
| <b>MSCFD</b>            | Ft <sup>3</sup> /día | Miles de pies cúbicos estándar por día                                          |

**LISTA DE SÍMBOLOS QUÍMICOS**

|                                       |                                                                                                         |
|---------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>C</b>                              | Carbono                                                                                                 |
| <b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>     | Etano                                                                                                   |
| <b>C<sub>47</sub>H<sub>19</sub>NS</b> | Modelo de molécula del coque retardado de Exploración y Producción Distrito Cabrutica (Ex - Petrozuata) |
| <b>CH<sub>4</sub></b>                 | Metano                                                                                                  |
| <b>CO</b>                             | Monóxido de carbono                                                                                     |
| <b>CO<sub>2</sub></b>                 | Dióxido de carbono                                                                                      |
| <b>COS</b>                            | Sulfuro de carbonilo                                                                                    |
| <b>GLP</b>                            | Gas Licuado de Petróleo                                                                                 |
| <b>H<sub>2</sub></b>                  | Hidrógeno                                                                                               |
| <b>H<sub>2</sub>O</b>                 | Agua                                                                                                    |
| <b>H<sub>2</sub>S</b>                 | Sulfuro de hidrógeno                                                                                    |
| <b>HCN</b>                            | Cianuro de hidrógeno                                                                                    |
| <b>HCOOH</b>                          | Ácido fórmico                                                                                           |
| <b>N<sub>2</sub></b>                  | Nitrógeno                                                                                               |
| <b>NH<sub>3</sub></b>                 | Amoníaco                                                                                                |
| <b>Ni</b>                             | Níquel                                                                                                  |

|                                   |                      |
|-----------------------------------|----------------------|
| <b>NO<sub>x</sub></b>             | Óxidos de nitrógeno  |
| <b>O<sub>2</sub></b>              | Oxígeno              |
| <b>S</b>                          | Azufre               |
| <b>SO<sub>2</sub></b>             | Dióxido de azufre    |
| <b>SO<sub>x</sub></b>             | Óxidos de azufre     |
| <b>TiO<sub>2</sub></b>            | Dióxido de titanio   |
| <b>V</b>                          | Vanadio              |
| <b>V<sub>2</sub>O<sub>5</sub></b> | Pentóxido de vanadio |

## CAPÍTULO I

### CONSIDERACIONES GENERALES DEL ESTUDIO

#### 1.1.INTRODUCCIÓN

La alta producción de coque en nuestro país, específicamente en los Complejos Mejoradores ubicados en Jose, colocó este residuo atractivo para el sector industrial de otros países, especialmente para el sector de generación de energía eléctrica hacia donde se ha dirigido su comercialización actual. Sin embargo, debido a los altos contenidos de azufre y metales pesados presentes en este subproducto, se prevé que su comercialización no será sostenible en el tiempo por el impacto ambiental que su combustión puede ocasionar.

Por su parte, las autoridades energéticas venezolanas proyectan la construcción de nuevos Complejos Mejoradores en la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO) que servirán para procesar 305 MBPD de Crudo Extrapesado (CXP) para el año 2013 (Párraga, 2008). Sin embargo, al presente no se ha establecido si los nuevos Mejoradores se basarán en la tecnología de coquificación retardada, debido a que ello traería como consecuencia la generación de cantidades de coque, adicionales a las que se producen actualmente en Jose.

En este sentido, pensando en el aprovechamiento y valorización de este subproducto surge aplicar la tecnología de gasificación como una alternativa para la generación eficiente y limpia de electricidad, hidrógeno e hidrocarburos líquidos a partir del coque. Aunque esta tecnología en sus inicios se aplicó principalmente al carbón, más recientemente se ha extendido a residuales del petróleo, como el coque específicamente, siendo atractivo su desarrollo para solventar a futuro los problemas que pudiera ocasionar un posible aumento de la producción de coque en el país.

Es por este motivo que la Corporación Venezolana del Petróleo (CVP), empresa filial de Petróleos de Venezuela (PDVSA) teniendo una visión estratégica, ha decidido estudiar la factibilidad del proceso de gasificación para el aprovechamiento del coque. Por consiguiente, el objetivo general que se planteó en este Trabajo Especial de Grado fue seleccionar un esquema de gasificación del coque de Jose, técnica y económicamente factible, entre alternativas de esquemas de gasificación orientados a la generación de energía, y producción de hidrógeno e hidrocarburos líquidos. Los objetivos específicos establecidos para el desarrollo de es trabajo fueron cinco, el primero consistió en el levantamiento de información sobre el coque y los requerimientos de hidrógeno y electricidad en los Complejos Mejoradores de Jose. En el segundo se procedió a la selección de una tecnología de gasificación comercialmente disponible y aplicable al coque como alimentación. Seguidamente, para el tercer objetivo se plantearon los Diagramas de Bloque de Proceso por esquema para la generación de electricidad y producción de hidrógeno e hidrocarburos líquidos a partir de la tecnología de gasificación seleccionada. Finalmente, se desarrollaron análisis técnico-económicos por esquema planteado.

Al concluir la investigación se analizaron los resultados obtenidos en el 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, para seleccionar el esquema de gasificación más apropiado para el aprovechamiento del coque a partir de los análisis técnico-económicos realizados para respaldar la toma de decisiones

## **1.2.PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

Las reservas certificadas de CXP más grandes a nivel mundial se encuentran en Venezuela, específicamente FPO, y ascienden a 58 MMMbbls (PDVSA, 2007). Se estima que la FPO posee un POES de 1.300 MMMbbl de CXP de los cuales, con las tecnologías actuales de producción de CXP (CHOP y SAGD), sólo pueden llegar a explotarse 20% de dichas reservas, lo que representa cerca de 236 MMMbbls



(Barberii 1985). Sin embargo, los CXP tienen muy bajo valor comercial por lo que es necesario someterlos a procesos de mejoramiento para facilitar su transporte y posterior reprocesamiento en refinerías para manufacturar productos más valiosos.

El propósito del mejoramiento de un CXP es generar, mediante el incremento en su relación carbono/hidrógeno (H/C), cambios sustanciales en las propiedades que determinan la calidad y el precio de un crudo, tales como: aumento de su gravedad API, disminución de su viscosidad, reducción del contenido de azufre, nitrógeno, asfaltenos y metales, para producir un crudo mejorado de alto valor comercial. En términos generales las tecnologías para llevar a cabo dicho mejoramiento pueden ser divididas en: procesos de remoción de carbono y procesos de adición de hidrógeno. Los procesos de remoción de carbono, entre los cuales destaca la coquificación retardada, son por lo general menos costosos en cuanto a inversión y operación, pero tienen la desventaja de producir como subproducto sólido el coque.

Actualmente existen en Venezuela cuatro mejoradores de CXP, ubicados en Jose. En todos estos mejoradores la tecnología de mejoramiento se basa fundamentalmente en la coquificación retardada, lo que genera aproximadamente 16.000 ton/día de coque a partir de unos 600 MBPD de CXP (PDVSA-CVP, 2007). Debido al creciente desarrollo de la FPO, a nivel de cuantificación, certificación, explotación y producción de reservas, la planificación y ejecución de nuevos proyectos de mejoramiento de CXP en Venezuela es inminente y traerá posiblemente como consecuencia la generación a corto y mediano plazo de cantidades de coque adicionales a la capacidad de producción actual.

Actualmente el coque venezolano es comercializado al exterior, para ser empleado básicamente como combustible en la industria eléctrica, pero eventualmente y por restricciones ambientales, debido a los problemas que puede ocasionar su combustión como consecuencia de su alto contenido de azufre y metales (Vanadio y Níquel principalmente), es probable que este negocio no sea sostenible en el tiempo; de allí

que potencialmente pudiera acarrear un problema de acumulación de coque a nivel nacional.

Al presente, los países que generan energía a través de la combustión del coque, han previsto el desarrollo de energías alternas, que minimicen la utilización de este combustible; mientras que, países productores de coque como: U.S.A, Canadá y México han considerando la implementación del proceso de gasificación para la generación limpia de electricidad y productos químicos a partir del coque.

En vista de lo antes expuesto, surge la necesidad de plantear y evaluar técnica y económicamente esquemas de aprovechamiento del coque generado en los mejoradores de la FPO para la producción de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos, como una opción de valorización de este subproducto, lo que ha motivado específicamente en el caso de la CVP la realización de este Trabajo Especial de Grado.

Fundamentalmente este trabajo tiene el propósito de seleccionar la mejor alternativa de esquema, basado en el proceso de gasificación del coque, que pudiese servir como modelo a seguir para los mejoradores existentes y en los nuevos proyectos a desarrollar para el mejoramiento de CXP en Venezuela.

### **1.3.OBJETIVOS**

Una vez detallado el planteamiento del problema seguidamente se establecen los objetivos, tanto general como específicos planteados como metas de la ejecución del presente Trabajo Especial de Grado.

#### **1.3.1. OBJETIVO GENERAL**

Seleccionar un esquema de gasificación del coque de Jose, que sea técnica y económicamente factible, y esté orientado a la producción de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos.

### 1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Revisar y actualizar, la caracterización del coque generado en Jose, y los requerimientos de electricidad e hidrógeno de los Mejoradores de la FPO.
- Seleccionar la tecnología de gasificación comercialmente disponible y aplicable al coque como alimentación.
- Plantear esquemas para el procesamiento del coque para la producción de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos.
- Evaluar técnica y económicamente los esquemas planteados para el procesamiento del coque de Jose.

### 1.4.ANTECEDENTES

Los antecedentes de este trabajo se basan en las investigaciones realizadas sobre modelos termodinámicos y cinéticos para la gasificación del coque con vapor, y estudios de factibilidad técnico-económica del proceso de Gasificación Integrada a Ciclos Combinados (IGCC). A continuación se presenta una descripción de algunos de estos estudios precedentes:

- **Silva Alejandro (2001)** realizó un estudio de factibilidad técnico-económica del proceso IGCC. Dicho estudio contempló la construcción del Diagrama de Bloque de Proceso de una planta de IGCC, el desarrollo de los balances de masa y energía simplificados de la planta, y su evaluación económica.
- **Rojas Thaimar (2004)** en su trabajo estudió la termodinámica de la gasificación del coque con vapor a partir de una molécula modelo, teniendo como resultado la determinación de las fracciones molares de los constituyentes del gas de síntesis en equilibrio a diferentes temperaturas desde 600-1.600°C (1.112-2.912°F), a una presión de 1 atm (14,7 psia) y a las relaciones de vapor/coque desde 1:100 a 10:1.

- **Patete Marian (2005)** desarrolló un modelo cinético para la gasificación del coque con vapor usando una molécula representativa de coque venezolano. Los resultados más significativos de esta investigación fueron: proponer una molécula modelo del coque retardado de E y P Cabrutica, y la presentación de un modelo cinético, para estudiar la gasificación con vapor del coque, capaz de reproducir la composición de los productos finales.
- **Martínez Eliseo et al (2006)** realizaron una simulación de un sistema IGCC. El modelo consideraba un enfoque global para cada uno de los equipos del sistema y una condición de equilibrio químico para la composición del gas de síntesis. El combustible que se utilizó fue el coque (caracterizado de la forma  $C_mH_nN_sS_r$ ).

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

El fundamento teórico de este Trabajo Especial de Grado se presenta a continuación y fue la base para el cumplimiento de los objetivos propuestos.

#### 2.1.MEJORAMIENTO DE CXP

El mejoramiento de un crudo proporciona a través de procesos de separación, procesos de remoción de carbono y procesos de adición de hidrógeno ( $H_2$ ), cambios sustanciales en las propiedades de un crudo, tales como: aumento de su gravedad API, disminución de su viscosidad, y reducción del contenido de azufre (S), nitrógeno ( $N_2$ ) y metales para obtener como resultado un crudo mejorado de mejor calidad y por supuesto de mayor valor comercial (Páez, 2004).

Básicamente, el mejoramiento se inicia con la desulfurización del crudo, seguidamente éste se trata en unidades de destilación y el residuo generado es convertido a coque, gas y destilados en una unidad ya sea de coquificación retardada o coquificación fluida como primera etapa de mejoramiento donde se obtiene un subproducto residual sólido conocido como el coque; luego de este mejoramiento primario, los productos gaseosos son hidrotratados y combinados resultando un crudo mejorado que es comercializado en refinerías convencionales para futuros procesamientos.

En algunos casos, esquemas de mejoramiento poseen una unidad de hidro craqueo, donde se tratan los gasóleos pesados de las unidades de destilación y coquificación, mediante un proceso de hidrogenación catalítica de alta severidad, para obtener un producto más liviano y con bajo contenido de S (Speight et al, 2002).

### **2.1.1. ESQUEMAS DE MEJORAMIENTO DE CXP**

Básicamente en términos de mejoramiento de CXP, existen dos esquemas de proceso, a saber: el mejoramiento parcial y el mejoramiento total.

#### **2.1.1.1.MEJORAMIENTO PARCIAL**

Este mejoramiento se caracteriza porque sólo parte del residual de petróleo es convertido en naftas, destilados y gasóleos, ya que un volumen de residuo, de las unidades de destilación, es desviado a la mezcla para que el crudo sintético resultante tenga un porcentaje definido de residuo (García, 2004).

#### **2.1.1.2.MEJORAMIENTO TOTAL**

En este esquema de mejoramiento todo el residuo de petróleo es convertido en naftas, destilados y gasóleos, y todas las corrientes intermedias son hidrotratadas para producir un crudo mejorado de alta calidad y/o productos de alto valor comercial (García, 2004).

### **2.1.2. COMPLEJOS DE MEJORAMIENTO DE CXP EN JOSE**

Los cuatro Complejos Mejoradores de CXP de la FPO son conocidos como: PetroCedeño, E y P Cabrutica, PetroPiar, y PetroMonagas. De forma general, estos Mejoradores producen 590,6 MBD de CXP que resultan en una producción cercana a los 532 MBD de crudo mejorado, con una tecnología de mejoramiento que se basa fundamentalmente en la coquificación retardada. Por medio de este proceso de mejoramiento también se obtienen 15.951 toneladas de coque y 1.590 toneladas de azufre diariamente y 3,7 MBD de Gas Licuado de Petróleo (GLP) (cifras actualizadas hasta junio 2008). Básicamente los Complejos Mejoradores de CXP de la FPO, están compuestos en su mayoría por las unidades de proceso de:

- a) Desalación:** que se encarga de limpiar el crudo diluido proveniente de las estaciones de producción, con el fin de remover sales y sólidos suspendidos, evitando la corrosión en los procesos aguas abajo.

- b) Destilación atmosférica:** responsable de recuperar entre el 80-90% del diluyente (nafta) que se mezcla con el CXP para facilitar su transporte desde los campos de producción.
- c) Destilación al vacío:** recupera líquidos intermedios y genera el residual de petróleo; además se obtienen aceite de desecho y agua agria como corrientes secundarias del tope de la columna.
- d) Coquificación retardada:** es el corazón de las instalaciones del complejo de mejoramiento. Genera líquidos pesados y vapores de hidrocarburos produciendo coque.
- e) Hidrotratamiento de nafta:** donde se hace reaccionar  $H_2$  con hidrocarburos insaturados (olefinas y aromáticos) transformándolos en saturados (parafínicos y nafténicos). También el  $H_2$  reacciona con compuestos de S,  $N_2$  y oxigenados transformándolos en  $H_2S$ ,  $NH_3$  y  $H_2O$ , y remueve metales (Meyers, 2004).
- f) Hidrocraqueo:** responsable de la reducción de densidad de los líquidos pesados, a través de un proceso de hidrogenación catalítica de alta severidad, para obtener un producto más liviano y con bajo contenido de azufre.
- g) Manufactura de  $H_2$ :** transforma el gas natural y vapor de agua (reformación con vapor) en  $H_2$  de alta pureza, el cual es requerido para realizar los procesos de hidrogenación. La pureza de un 99,9% en la manufactura de  $H_2$  es lograda a través de una etapa de purificación del  $H_2$  producto del reformador con un sistema de adsorción mediante ciclos de presión (PSA).
- h) Recuperación de gas:** se encarga de procesar y tratar con aminas, a fin de remover el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) presente, los vapores de hidrocarburo producidos en los procesos de destilación atmosférica y coquificación, con el

propósito de obtener gas combustible, Gas Licuado de Petróleo (GLP) y nafta estabilizada.

- i) **Regeneración de aminas:** la amina utilizada en el proceso de endulzamiento del gas combustible, a través de un proceso de desorción química (despojamiento) se le retira  $H_2S$ , que es enviado a la unidad de recuperación de azufre.
- j) **Despojamiento de agua agrias:** despoja el  $NH_3$  y  $H_2S$  de la corriente de agua agria. Estos componentes están disueltos en el agua y son removidos por una operación de despojamiento con vapor.
- k) **Recuperación de azufre:** se encarga de convertir del  $H_2S$ , que proviene generalmente de aguas agrias, en dióxido de azufre; que través de una reacción catalítica es llevado a azufre líquido (proceso Claus).
- l) **Solidificación de azufre:** que se basa en el proceso SuperClaus para la producción de azufre elemental.
- m) **Otras unidades de servicios industriales:** el funcionamiento de un mejorador de CXP se logra a través del uso de servicios, los cuales son comprados a proveedores locales y/o proporcionados por el mejorador. Estos servicios, básicamente son: suministro de agua tratada, sistema de agua para calderas/generación de vapor, sistema de agua de enfriamiento, tratamiento de efluentes, sistema contra incendios, sistema de aire de instrumentos y aire industrial, suministro de electricidad, tanques de proceso/almacenamiento y sistema de alivio.
- n) **Facilidades de manejo de sólidos y facilidades marinas:** que son necesarias para el transporte y posterior exportación del coque y el azufre.



Dependiendo del esquema de mejoramiento de cada Complejo Mejorador, en cuanto la existencia y la configuración de las diferentes unidades de proceso descritas anteriormente, estos Mejoradores pueden producir crudos mejorados de diferentes calidades, es decir, crudos que van desde 18°API hasta crudos de 32°API. En el Apéndice N° 1, se muestra el Diagrama de Bloques de Proceso y una breve descripción del esquema de mejoramiento presente en cada Complejo Mejorador de la FPO.

## 2.2.COQUE

El coque es un material carbonoso sólido producido a partir del petróleo durante procesos térmicos, que con frecuencia es caracterizado por tener un alto contenido de carbono (95%+ en peso). Su color varia de gris a negro, y es insoluble en solventes orgánicos (Speight et al, 2002). A continuación en la Figura N° 1 se presenta una muestra de coque de PetroCedeño:



**Figura N° 1.** Coque de PetroCedeño (**Fuente:** Elaboración propia).

Puesto que contiene las impurezas del petróleo original, el contenido de S y metales del coque puede ser alto. En general, su contenido de S está en un rango de 0,3% a 1,5 % en peso y puede algunas veces llegar a alcanzar un 8% (Gary, 2001); mientras que, la ceniza del indica que su composición elemental es similar a la del carbón excepto por la presencia de vanadio (V) y níquel (Ni) los cuales, en algunos casos se convierten en especies predominantes (Bryers, 1995).

El coque tiene un bajo contenido en cenizas y humedad, por tanto tiene un alto poder calorífico siendo una fuente muy económica de energía (Wang et al, 2004). De allí, el coque compite con otros combustibles sólidos principalmente el carbón, debido a que tiene una mayor capacidad calorífica, como lo indica Commandré et al (2005) al poseer una capacidad calorífica promedio de aproximadamente 33 MJ/kg (14.000 Btu/lb), mientras que en el carbón dicho valor se encuentra entre 19-28 MJ/kg (8.000-12.000 Btu/lb).

Cabe destacar, que el uso del coque se encuentra fuertemente cuestionado y restringido en su utilización en algunos países, fundamentalmente por su carácter tóxico y el impacto ambiental que puede ocasionar su combustión, como consecuencia de su alto contenido de S (Da Silva et al, 2004). Sin embargo, tecnologías desarrolladas al presente permiten realizar un procesamiento limpio de este subproducto, aumentando su valor agregado con un mínimo impacto ambiental, como es el caso de la gasificación del coque, motivo central de esta investigación.

### **2.2.1. ORIGEN DEL COQUE**

La coquificación es el proceso a través del cual se obtiene el coque. Es un proceso endotérmico cuyo mecanismo de reacción implica la formación de radicales libres, que promueven la redistribución de la cantidad de H<sub>2</sub> de varios componentes a través de la descomposición de las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas en moléculas más ligeras y simples; obteniéndose como resultado fracciones con un incremento la relación H/C y fracciones de menor relación H/C (Speight et al, 2002).

#### **2.2.1.1.TIPOS DE PROCESOS DE COQUIFICACIÓN**

Básicamente, existen tres tipos de procesos de coquificación de petróleo actualmente en operación, los cuales son: coquificación retardada, coquificación fluida y flexicoquización. Para mayor información, en el Apéndice N° 2 y Apéndice N° 3 se muestran esquemas de los procesos de coquificación fluida y flexicoquización, y

adicionalmente, en el Apéndice N° 4 se presenta un sumario de las condiciones de operación de los procesos de coquificación retardada y coquificación fluida. Debido a que en los Mejoradores FPO la tecnología de mejoramiento utilizada es la coquificación retardada, se presentará a continuación una breve descripción de este proceso:

### • COQUIFICACIÓN RETARDADA (DELAYED COKING)

Perry (2001) señala que en este proceso el coque se produce calentando una materia prima, gas-oil o más pesada, hasta 482-510°C (900-1000 psia) y pulverizándola en un par de cilindros verticales grandes, donde tienen lugar reacciones de craqueo y polimerización. Posteriormente, se utilizan chorros de agua para arrancar el coque de un cilindro mientras el otro está siendo cargado. En la Figura N° 2, se muestra una unidad de coquificación retardada la cual esta constituida básicamente por una fraccionadora principal, un horno y dos tambores de coquificación.

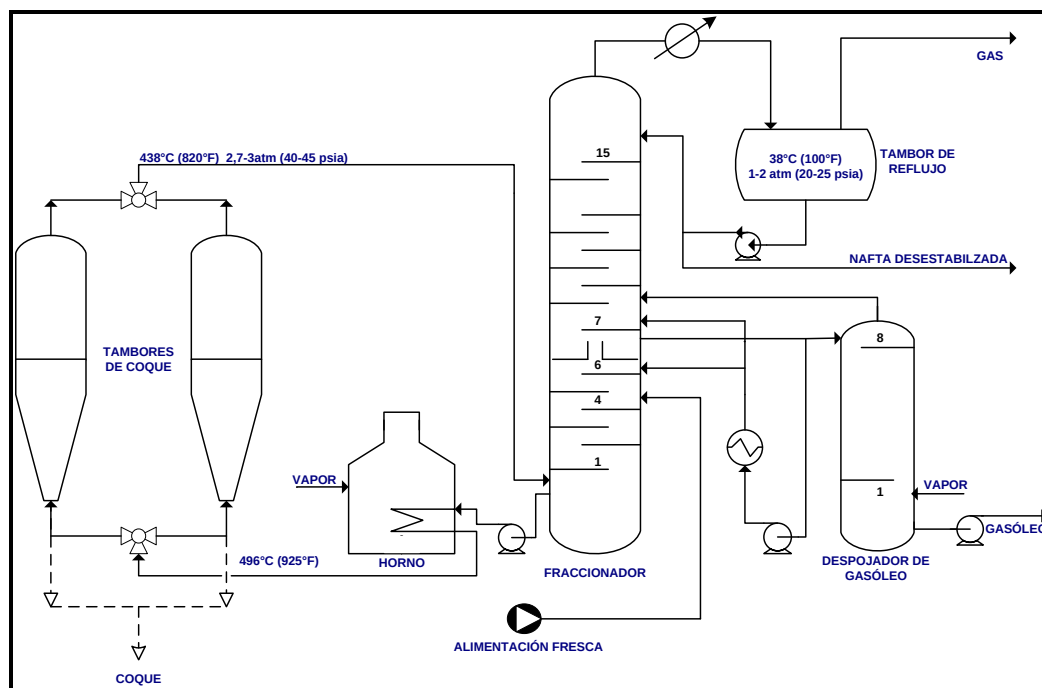


Figura N° 2. Unidad de coquificación retardada (Adaptación: Gary, 2001).

A través de este esquema, se puede apreciar que la corriente de alimentación caliente, que por lo general es residuo de vacío, se carga a la columna de fraccionamiento dos a cuatro platos por encima de la zona donde se introduce el vapor de cola de los tambores. También, parte de la alimentación es bombeada junto con el condensado reciclado desde el fondo de la columna hasta el calentador del coquizador, con la finalidad de vaporizar parcialmente esta mezcla, y luego se envía a uno de los dos tambores de coque. La porción no vaporizada del efluente del calentador sedimenta en el tambor de coque, donde el efecto combinado del tiempo de retención y la temperatura dan lugar a la formación de coque.

Luego, los vapores del tope del tambor de coque, compuestos por  $H_2O$  y por los productos de craqueo térmico: gas, nafta y gasóleos, vuelven a la base de la columna de fraccionamiento. Adicionalmente, se observa un reflujo de gasóleo, que es parcialmente enfriado y minimiza el arrastre de la alimentación o reciclado líquido en el gasóleo producido.

Normalmente, se emplean dos (2) tambores por horno, los cuales operan de forma alterna en un ciclo de 40 h a 48 h. Mientras un tambor se carga para someterlo al proceso de coquificación por un tiempo de 18 h a 24 h, el otro pasa por un proceso de enfriamiento, despojamiento, extracción de coque y precalentamiento durante un período similar de tiempo (Patete, 2005).

### **2.2.2. TIPOS, PROPIEDADES Y USOS DEL COQUE**

Las propiedades físicas y el análisis combustible del coque de petróleo dependerán del crudo y en la forma en la cual fue procesado. En tal sentido, existen dos tipos de coque, el coque verde y coque calcinable. A su vez, la calidad del coque es clasificada en tres amplias categorías: grado combustible, grado ánodo y grado dióxido de titanio ( $TiO_2$ ). El coque de grado combustible se comercializa como coque verde y es el que se obtiene básicamente en las unidades de coquificación; mientras

que el coque grado ánodo y el coque grado  $\text{TiO}_2$  son típicamente mejorados en un calcinador.

#### **2.2.2.1.COQUE VERDE (GREEN COKE)**

Este tipo de coque, también conocido como coque no calcinado de grado combustible, equivale aproximadamente al 64% de la producción mundial de coque. Se produce en las unidades de coquificación retardada, coquificación fluida y flexicoquización de Complejos Mejoradores y Refinerías. Como su grado lo indica, el coque que corresponde a esta clase se emplea como combustible doméstico e industrial, debido a su alto poder calorífico y su bajo contenido de cenizas comparado con el carbón; más específicamente, se usa en hornos de cal y de cemento, así como también en calderas para la generación de energía eléctrica y vapor (Patete, 2005).

#### **a) COQUE RETARDADO (DELAYED COKE)**

Es el subproducto sólido que se origina en una unidad de coquificación retardada. Dependiendo de las condiciones de operación de la unidad de coquificación retardada y la alimentación procesada, se pueden obtener tres formas de coque, a saber: grado esponja, grado aguja y grado perdigón. Seguidamente, se describen dichas formas de coque:

- **GRADO ESPONJA (SPONGE GRADE)**

Es producido con alimentaciones con concentraciones de asfaltenos que van de baja a moderada (Ellis et al, 1998). El coque que se encuentra en esta categoría, físicamente es duro, poroso y con abultamientos de forma irregular en su exterior, que van en tamaño desde 50 cm (20 pulg) a polvo fino y posee además una extensa área superficial, debido a su apariencia esponjosa (Patete, 2005). Gary (2001) señala que su contenido de material volátil es alto, al igual que el índice de dureza (también conocido como Hardgrove Grindability Index, HGI) que puede llegar a ser de 100.

- **GRADO AGUJA (NEEDLE GRADE)**

Ellis et al (1998) establecen que es coque de mayor calidad empleado para la manufactura de electrodos de grafito, y es producido cuando se carga una unidad de coquificación con una alimentación sin asfaltenos, normalmente aceites decantados de unidades de craqueo catalítico fluidizado. Entre sus características principales, destacan su alta resistencia eléctrica, bajo coeficiente de expansión, alto contenido de carbón y bajo contenido de materia volátil (Patete, 2005).

- **GRADO PERDIGÓN (SHOT GRADE)**

Patete (2005) señala que este coque consiste en pequeñas partículas muy duras cuyo mercado es bastante limitado. Para producir coque perdigón se requiere una alimentación con alto contenido de asfaltenos, alta turbulencia en los tambores de coque y elevadas temperaturas (Ellis et al, 1998). Es llamado perdigón porque se genera como grupos de perdigones del tamaño de "pellets". Dichos "pellets" son de apariencia esférica, de poca área superficial, bajo contenido en materia volátil y una dureza HGI menor de 50 (Gary, 2001).

**b) COQUE FLUIDO (FLUID COKE)**

Es el subproducto sólido que se obtiene de la coquificación en lecho fluidizado. Físicamente, el coque fluidizado se produce como esferas sólidas, con un tamaño promedio de partículas entre 170-220µm. También, es muy abrasivo y puede tener una dureza HGI tan bajo como 17, por lo que se considera difícil de pulverizar para su uso en plantas de energía eléctrica (Commandré et al, 2005).

**c) FLEXICOQUE (FLEXICOKE)**

Es el subproducto sólido que se forma en una unidad de flexicoquización. Los finos de coque de un flexicoquizador tienen un contenido de metales superior al contenido presente en la corriente de alimentación, y pueden ser adecuados para la recuperación de metales pesados como el V y el Ni.

Entre la gran variedad existente de coque, el Apéndice N° 5 destaca las propiedades más significativas del coque retardado, el coque retardado de grado perdigón, el coque fluido y el flexicoque.

#### **2.2.2.2. COQUE CALCINADO**

La calcinación es el proceso por el cual el coque verde es sometido a altas temperaturas (aproximadamente 1316°C ó 2400°F) en una atmósfera de reducción para liberar a los grupos metilo y el H<sub>2</sub> que se unen a los anillos aromáticos presentes en el coque; estas condiciones reducen la humedad y el contenido de material volátil del coque, mejorando sus características físicas.

El coque calcinado tiene alta resistencia y conductividad eléctrica, que son propiedades fundamentales para su uso en la industria del aluminio y del acero (Meyers, 2004).

##### **a) GRADO ÁNODO (ANODE GRADE)**

Este grado tiene menos de 3% en peso de S y su contenido de cenizas es inferior al 0,5% en peso (Patete, 2005). Según Ellis et al (2005) este tipo de coque es comercializado en la industria del aluminio, la cual requiere alrededor de medio kilogramo de coque para producir 1 kg de aluminio a partir de la bauxita.

##### **b) GRADO DIÓXIDO DE TITANIO (TiO<sub>2</sub> GRADE)**

Es el coque calcinado, que se utiliza en los procesos de reducción de arenas de titanio en cloruros para la producción de TiO<sub>2</sub>. Los pigmentos de TiO<sub>2</sub> se utilizan principalmente en la producción de pinturas y plásticos, así como en papel, tintas de impresión, cosméticos, productos textiles y alimentarios.

#### **2.3.OPCIONES DE PROCESAMIENTO DEL COQUE**

El coque puede ser utilizado en cuatro formas diferentes, la cuales se describen a continuación:

### **2.3.1. COMO CO-COMBUSTIBLE EN HORNOS DE CEMENTO**

Al reducir el tamaño de partícula del coque, este puede ser llevado a un horno de cemento en donde se obtiene el clinker, mineral artificial precursor directo del cemento. El contenido de azufre en una mezcla combustible con coque, es oxidado a  $\text{SO}_x$  que es absorbido por el clinker, por medio de la reacción entre la caliza contenida en la mezcla de cemento. Por lo tanto, la combustión del coque con alto contenido de S en hornos de cemento tiene muy pocas consecuencias con respecto a emisiones de compuestos de S (ChemSystems, 1999).

### **2.3.2. COMO CO-COMBUSTIBLE PARA HORNOS DE CARBÓN EN PLANTAS DE ENERGÍA ELÉCTRICA**

La alta disponibilidad y bajo precio del coque hace que su combustión para la generación de energía cada vez más atractiva (Wang, 2004). Sin embargo, al ser un combustible sólido bajo en su contenido de volátiles, debe mezclarse con carbón para su utilización en plantas de generación de energía.

Además de un alto potencial de las emisiones de  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_2$ , el alto potencial de emisión de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de la quema del coque es una preocupación ambiental; esto se debe al alto contenido de carbono de este combustible, lo que genera una cantidad relativamente grande de  $\text{CO}_2$ . En tal sentido, para cumplir con futuras reglamentaciones ambientales, la recuperación de  $\text{CO}_2$  puede convertirse en un proceso esencial para generación de energía eléctrica utilizando coque como combustible (ChemSystems, 1999).

### **2.3.3. PARA COMBUSTIÓN EN LECHOS CIRCULANTES FLUIDIZADOS**

La Combustión en Lechos Circulantes Fluidizados (CFBC) es una tecnología limpia para la combustión de carbón que tiene la ventaja de adaptarse a una gran variedad de combustibles (incluyendo el coque), genera una combustión de alta eficiencia, reduce las emisiones de  $\text{NO}_x$ , y ofrece operación estable en una amplia gama de regulación de la carga.



Este tipo de combustión, puede hacerse ya sea en virtud de la presión atmosférica (AFBC) o a altas presiones (PFBC). El problema de las emisiones de SO<sub>2</sub>, es regulado a través de su captura por la caliza añadida in situ durante la combustión con lo cual resulta ser una opción de aprovechamiento para el coque de bajo impacto ambiental (Farina et al, 1999).

#### **2.3.4. PARA GASIFICACIÓN**

De forma general, la gasificación permite transformar combustibles líquidos y sólidos, de bajo valor y potencialmente contaminantes, como el coque, en un gas limpio que por su facilidad de transporte, presión, composición y contenido energético presenta múltiples aplicaciones. Es por tanto un proceso intermedio, en el que se confiere valor añadido al coque, habilitándolo para ser empleado en la obtención de: electricidad, H<sub>2</sub> y productos químicos (Treviño, 2001).

Da Silva, José Y. et al (2004) indicaron que de todas las alternativas tecnológicas antes mencionadas para el aprovechamiento del coque la mejor opción que se adapta en cuanto a características de flexibilidad, eficiencia, confiabilidad, constructibilidad y requerimientos de servicios para la generación de electricidad y otros productos es la gasificación. En este sentido, la gasificación fue la opción de procesamiento del coque que se desarrolló en esta investigación y a continuación se presentan en forma detallada los principios básicos de este proceso:

#### **2.4.GASIFICACIÓN DEL COQUE**

La gasificación es un proceso termoquímico en el que materiales carbonosos, tales como: gas natural, residuos pesados de petróleo, carbón, coque y biomasa son transformados en un gas combustible de bajo poder calorífico, conocido como gas de síntesis (compuesto principalmente por H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>), mediante una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificación (aire, O<sub>2</sub> y/o vapor) (ChemSystems, 1999).

El proceso de gasificación proporciona un método eficiente para la disposición de los desechos peligrosos que se obtienen en plantas de mejoramiento y refinerías, con un mínimo de consecuencias ambientales. La atmósfera de reducción existente en un gasificador convierte el 99% de la alimentación de azufre en el gas  $\text{H}_2\text{S}$  y produce una mínima formación de  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$  y compuestos orgánicos volátiles (ChemSystems, 1999). Adicionalmente, esta opción tiene el defecto de generar mayores cantidades  $\text{CO}_2$  que la opción a la cual sustituye, es decir la reformación/oxidación del gas natural, por lo tanto en el desarrollo de un esquema de proceso de gasificación del coque debe incluir el manejo y disposición de  $\text{CO}_2$ .

En general, la gasificación implica las reacciones entre el carbón con aire, oxígeno ( $\text{O}_2$ ), vapor,  $\text{CO}_2$ , o una mezcla de esos gases a temperaturas en el rango de 800-1.800°C (1.472-3.272°F) para producir un producto gaseoso que puede ser utilizado para proporcionar energía eléctrica y calor o como materia prima para la síntesis de productos químicos, combustibles líquidos, y otros combustibles como el  $\text{H}_2$  (Higman et al, 2003). A continuación, en la Figura N° 3 se muestran los principales métodos para la gasificación de materiales carbonosos.

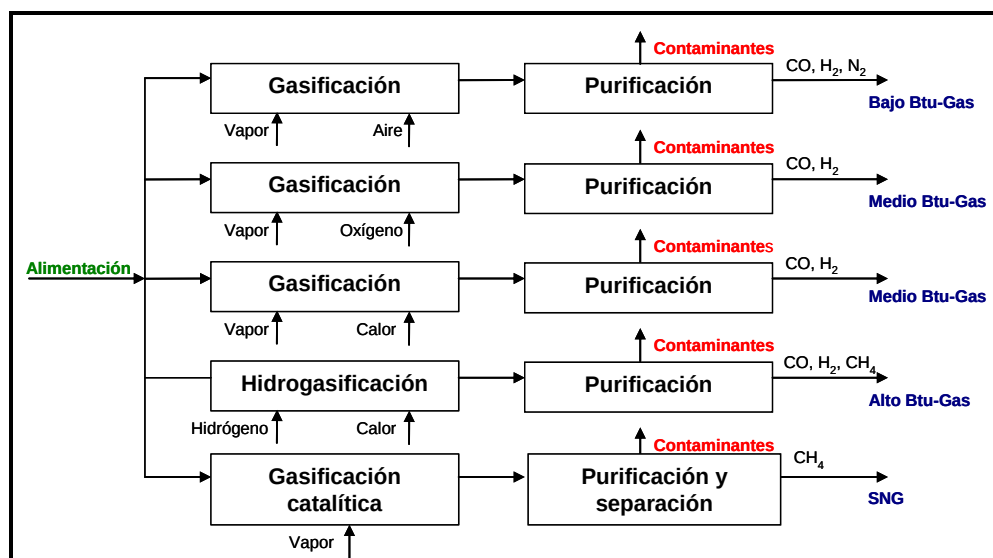


Figura N° 3. Métodos de gasificación (Adaptación: Rezaian et al, 2005).

La temperatura de reacción exacta en un proceso de gasificación depende de las características de la alimentación del gasificador, específicamente de las temperaturas de reblandecimiento y fusión de las cenizas presentes en la alimentación (Higman et al, 2005). Dichas temperaturas son importantes, ya que tienen consecuencia directa sobre las condiciones de salida de otros subproductos sólidos que se obtienen del proceso de gasificación como se explica a continuación:

- **BAJAS TEMPERATURAS DE OPERACIÓN**

A temperaturas por encima del punto de reblandecimiento de las cenizas, las cenizas se vuelven pegajosas y se aglomeran, obteniéndose un residuo carbonoso (char) que puede ser empleado como combustible y que en muchas ocasiones causa la obstrucción de los lechos e intercambiadores de calor en el gasificador.

- **ALTAS TEMPERATURAS DE OPERACIÓN**

Por encima del punto de fusión de las cenizas, éstas tienen un comportamiento totalmente líquido con una baja viscosidad, que es posible retirar del sistema de forma fiable generando un subproducto sólido inerte (slag), que puede ser adecuado como material de construcción.

#### **2.4.1. TERMODINÁMICA DE LA GASIFICACIÓN**

Las corrientes de alimentación con alto contenido de carbono como el coque, a través de un reactor de gasificación, pueden experimentar los siguientes procesos físicos, químicos y térmicos de forma secuencial o simultánea, dependiendo del diseño del reactor y el tipo de alimentación:

##### **2.4.1.1.SECADO**

Como la corriente de alimentación es calentada y su temperatura se va incrementando, el H<sub>2</sub>O es el primer componente en desprenderse, es por ello que la etapa inicial del proceso de gasificación es el secado:

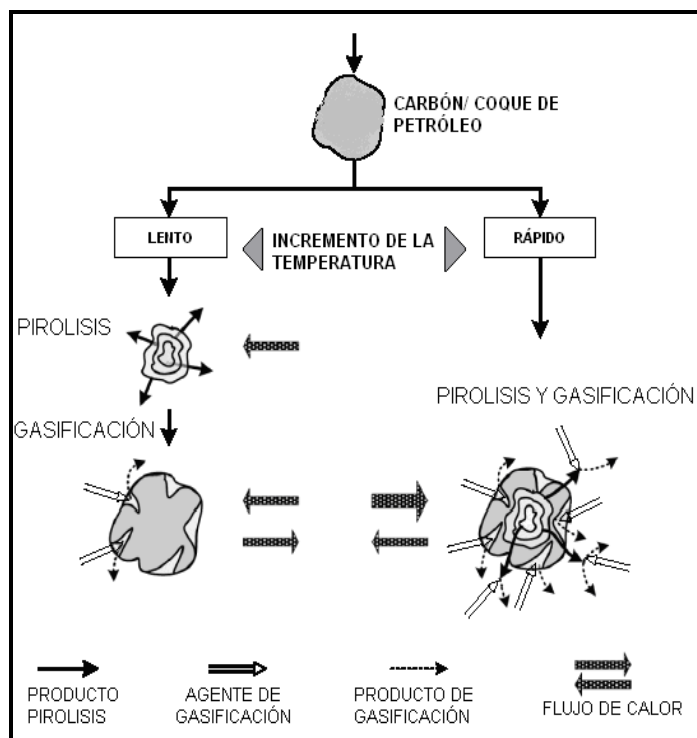


### 2.4.1.2.DESVOLATILIZACIÓN/PIRÓLISIS

Tras el secado y calentamiento se desprenden volátiles, es decir se genera la desvolatilización del material carbonoso a gasificar. Este fenómeno se lleva a cabo a bajas temperaturas (350-800°C ó 662-1472°F) y en paralelo se produce la pirólisis o descomposición térmica del hidrocarburo (Treviño, 2001):



Dependiendo del origen de la corriente de alimentación, los volátiles pueden incluir  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$  y niveles muy bajos de hidrocarburos insaturados, tales como: acetilenos, oleofinas, aromáticos y tars (Rezaiyan et al, 2005). La cantidad de material volátil que se desprende en el proceso de gasificación depende del calentamiento y tamaño de las partículas de la alimentación, de la reacción agua-gas, y por lo tanto, de la temperatura y la presión parcial del vapor de agua como se observa en la Figura N° 4.



**Figura N° 4.** Influencia de la velocidad de calentamiento sobre el proceso de gasificación (Adaptación: Higman et al, 2003).

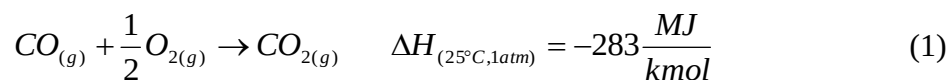
En la fase de pirólisis, se origina una fracción gaseosa rica en  $H_2$  y el char, el cual es un residual sólido que esta compuesto de materia orgánica e inorgánica y tiene una concentración de carbón más alta que la concentración en alimentación seca.

### 2.4.1.3. GASIFICACIÓN

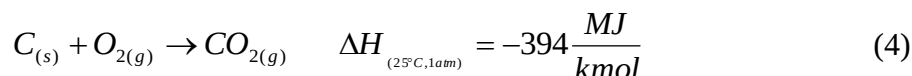
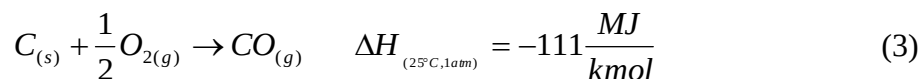
En este proceso se producen simultáneamente un gran número de reacciones químicas en serie y en paralelo, pudiéndose distinguir dos etapas fundamentales:

#### • ETAPA DE COMBUSTIÓN

Donde los gases originados se queman, consumiéndose la mayor parte del  $O_2$  alimentado al gasificador. Las reacciones que se producen en esta etapa son exotérmicas, y desprenden el calor necesario para producir las reacciones de gasificación (Treviño, 2001). Las reacciones de combustión que se señalan a continuación, proporcionan el calor necesario para secar el combustible sólido, romper enlaces químicos, y elevar la temperatura del reactor para conducir las reacciones de gasificación:



A su vez, el residuo carbonoso reacciona parcialmente con el  $O_2$  no consumido, hasta que éste se agote.

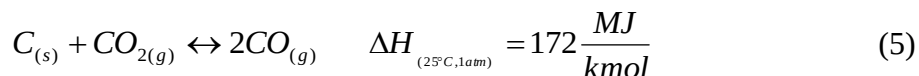


#### • ETAPA DE GASIFICACIÓN

Una vez consumido todo el  $O_2$ , se producen las reacciones entre los gases de combustión ( $CO_2$  y  $H_2O$ ) y residuos carbonosos, generando  $CO$  y  $H_2$ . Las reacciones

de gasificación tienen lugar como consecuencia de que se alimenta únicamente entre 1/3 y 1/5 del O<sub>2</sub> teórico requerido para la combustión total.

Entre las reacciones que se llevan a cabo en este punto, se tiene la reacción de Boudouard, que es endotérmica y mucho 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 de gasificación son las que reaccionan con vapor conocidas como reacciones agua-gas, que son endotérmicas y están favorecidas a altas temperaturas y bajas presiones:



La relación en que se van a encontrar el CO y H<sub>2</sub>, principales componentes del gas final, está determinada por la reacción de desplazamiento agua-gas (water-gas shift conversión “CO shift”), que es de gran interés si la producción de hidrógeno es considerada al momento de plantear un esquema de proceso que contemple la gasificación de materiales con alto contenido de carbono.

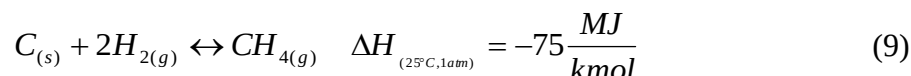


La composición final del gas de síntesis depende de las condiciones de presión y temperatura, que a su vez depende de los diferentes equilibrios que se establecen según el combustible y los agentes gasificantes empleados. A elevadas temperaturas, disminuyen las concentraciones de H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub>, mientras que aumentan las de CO y H<sub>2</sub>. En cambio, al aumentar la presión, disminuyen las concentraciones de CO y H<sub>2</sub>,

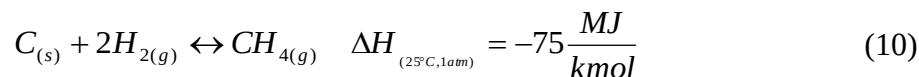
aumenta la de  $H_2O$ , y apenas varía la de  $CO_2$ . Además, en los procesos a baja temperatura se producen cantidades apreciables de especies como metano ( $CH_4$ ), alquitranes, aceites y fenoles (Treviño, 2001).

### • ETAPA DE METANACIÓN

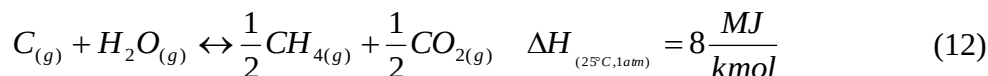
Aunque siempre se obtienen pequeñas trazas de  $CH_4$  en el gas de síntesis producido vía gasificación, es importante en este punto destacar las reacciones fundamentales que generan el  $CH_4$ . Una de ellas es la reacción de hidro-gasificación (gasificación hidrogenante) que es muy lenta excepto a altas presiones:



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



Otra reacción de interés en la formación de  $CH_4$ , es la reacción conocida como reacción térmica relativamente neutral:



Dicha reacción podría proceder de la gasificación con poco aporte de calor, donde la formación de metano es lenta a menos que se incorpore un catalizador (Higman et al, 2003).

### 2.4.2. PROCESOS DE GASIFICACIÓN

Las tecnologías de gasificación pueden ser clasificadas en función del régimen de flujo de la unidad de gasificación. La configuraciones primarias son: lecho móvil,

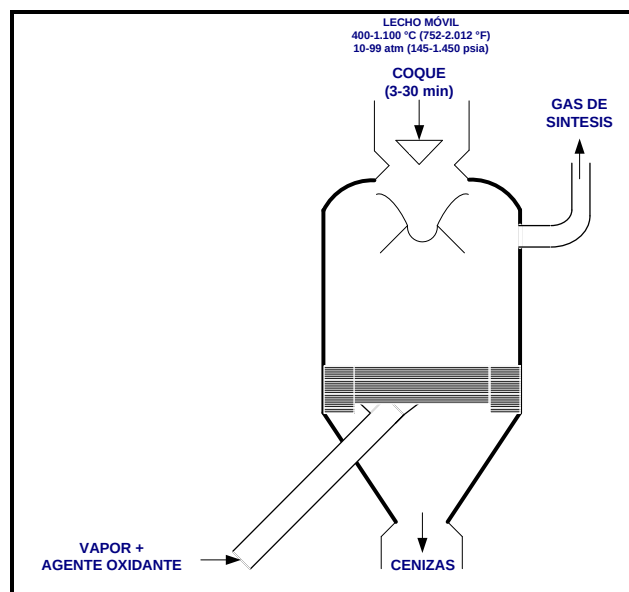
lecho fluidizado y flujo arrastrado. Las características típicas de operación de las tecnologías de gasificación existentes se presentan a continuación en la Tabla N° 1:

**Tabla N° 1.** Condiciones de operación de las tecnologías existentes de gasificación (**Adaptación:** Higman et al, 2003).

| Condición de operación                 | Lecho móvil  | Lecho fluidizado | Flujo arrastrado |
|----------------------------------------|--------------|------------------|------------------|
| Temperatura a la salida del gas, °C    | 420-650      | 920-1050         | 1200             |
| Tamaño de partícula de la alimentación | < 50 mm      | < 6 mm           | < 2,4 mm         |
| Condiciones de la ceniza               | Seca/fundida | Seca/aglomerada  | Fundida          |

#### 2.4.2.1. GASIFICADORES DE LECHO MÓVIL (MOVING BED GASIFIERS)

Generalmente, en este tipo de gasificadores el carbón se alimenta seco por la parte superior del reactor y desciende lentamente reaccionando con los gases que fluyen en contracorriente a través del lecho. En su camino descendente, el carbón experimenta de forma sucesiva los procesos de secado, calentamiento, pirólisis, gasificación y combustión. A continuación, en la Figura N° 5 se presenta un esquema básico del proceso de gasificación de lecho fijo.



**Figura N° 5.** Gasificador lecho móvil (**Adaptación:** Treviño, 2001)



A través de los procesos de gasificación de lecho móvil, el consumo de  $O_2$  es muy bajo y la temperatura de salida del gas de síntesis generalmente es baja (400-500 °C ó 752-932 °F); uniforme si las temperaturas de fusión de las cenizas son alcanzadas en el interior del lecho (Higman et al, 2003).

Treviño (2001) señala que el gas de síntesis producido contiene cantidades importantes de alquitranes y aceites (tars) producto de la etapa de pirólisis, por lo que requiere aguas abajo del proceso una sección de limpieza para eliminar estos alquitranes. Las cenizas que se obtienen como subproducto de la parte inferior del reactor de lecho fijo pueden extraerse secas o fundidas.

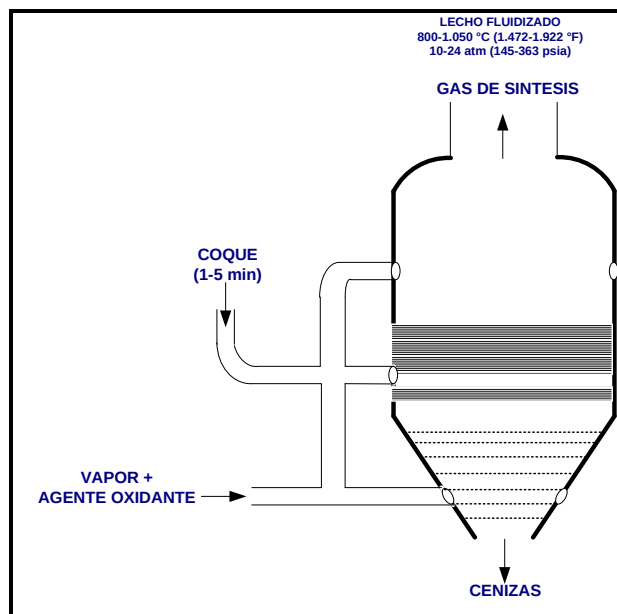
Existen diversos procesos comercialmente disponibles de gasificadores de lecho fijo, entre los que destacan: el proceso Lurgi de cenizas secas (The Lurgi Dry Ash Process) y de cenizas fundidas (British Gas/Lurgi (BGL) Slagging Gasifier), y el proceso Ruhr 100.

#### **2.4.2.2.GASIFICADORES DE LECHO FLUIDIZADO (FLUIDIZED BED GASIFIERS)**

Estos tipos de gasificadores ofrecen un mezclado extremadamente eficiente entre la alimentación y el oxidante, que promueve una mayor transferencia de calor y masa entre ambos y asegura una uniforme distribución de material en el lecho; teniendo como consecuencia que cierta cantidad de combustible sólido que reacciona parcialmente sea inevitablemente removida con la ceniza que se obtiene como subproducto (Higman et al, 2003).

Básicamente, en este gasificador las partículas de combustible sólido se introducen en un flujo ascendente de gas, en el que se encuentran suspendidas mientras se produce la reacción. La temperatura de operación es inferior a la de fusión de las cenizas del combustible (800-1050°C ó 1.472-1.922°F), para que éstas se puedan descargar en

forma seca o aglomerada (Treviño, 2001). En la Figura N° 6, que se presenta a continuación se detalla el esquema de proceso de un gasificador de lecho fluidizado.



**Figura N° 6.** Gasificador lecho fluidizado (**Adaptación:** Treviño, 2001).

Cualquier gasificador de tipo lecho fluido depende del tamaño de partículas sólidas del combustible, para que éstas puedan ser levantadas por el gas que fluye hacia arriba. En este sentido, una gran parte (más del 95%) del contenido de sólidos del lecho de un gasificador es ceniza, que permanece en el lecho mientras que ocurren las reacciones de gasificación. El material que es muy fino es arrastrado a la salida del reactor con el gas de síntesis y por lo general es capturado de forma parcial en un ciclón y reenviado al lecho.

Entre los procesos comercialmente desarrollados de gasificadores de lecho fluidizado, se encuentran: los procesos Winkler, los procesos con lechos fluidizados circulantes (CFB), el gasificador KBR y finalmente los procesos de lecho fluidizado aglomerantes que permiten una alta conversión de carbón en comparación a los procesos convencionales de lecho fluido.

### 2.4.2.3. GASIFICADORES DE FLUJO ARRASTRADO (ENTRAINED FLOW GASIFIERS)

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, por ello el tiempo de residencia de este proceso es corto. Generalmente, la alimentación es triturada a un tamaño de 100  $\mu\text{m}$  o menor para promover la transferencia de masa y permitir su transporte en el gas. Dicha alimentación, que puede ser seca (con  $\text{N}_2$ ) o húmeda (en mezcla con  $\text{H}_2\text{O}$ ), se realiza a través de quemadores de oxidación parcial.

La temperatura de operación en los procesos de gasificación por flujo arrastrado es muy elevada (1.200-1.600°C ó 2.192-2.912°F), y las cenizas que se obtienen como subproducto se extraen fundidas por la parte inferior del lecho (Treviño, 2001). En tal sentido, la temperatura de funcionamiento del gasificador está por encima del punto de fusión de cenizas y asegura la destrucción de los alquitranes y aceites y, si está debidamente diseñado y operado, se puede alcanzar una alta conversión de carbono de más de 99%. Un esquema simplificado de un gasificador de flujo arrastrado, es presentado en la Figura N° 7, que se muestra a continuación:

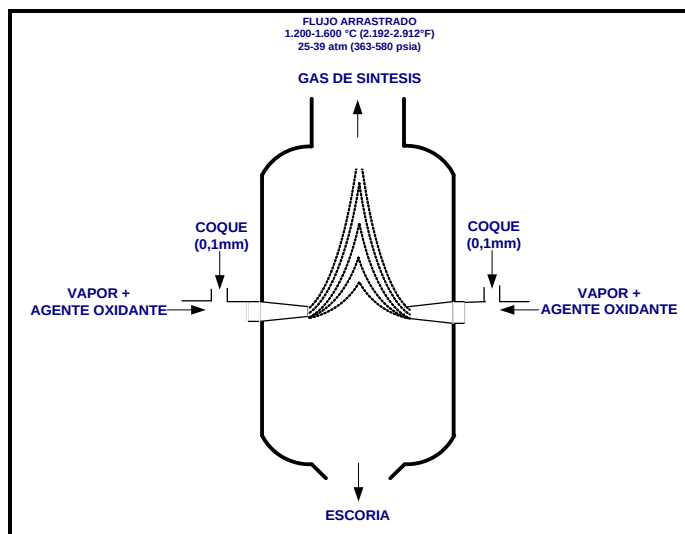


Figura N° 7. Gasificador flujo arrastrado (Adaptación: Treviño, 2001).

Las principales ventajas de la utilización de gasificadores de flujo arrastrado son: la capacidad de emplear cualquier materia prima (carbón, coque, biomasa, entre otras) como alimentación, la producción de un gas combustible limpio libre de alquitranes y aceites, y la formación de una ceniza subproducto conocida como slag (Higman et al, 2003). Al presente, las tecnologías desarrolladas a nivel comercial para el diseño y la construcción de gasificadores de flujo arrastrado son más de 5, destacándose el proceso de gasificación de carbón de Shell (SCGP), la tecnología Texaco (GE-Energy) y E-Gas por su versatilidad y alta eficiencia (Silva, 2001).

#### **2.4.3. PRODUCTOS GENERADOS EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN**

Dependiendo de la configuración del sistema de gasificación, condiciones de operación, y agentes gasificantes; importantes cantidades de  $H_2O$ ,  $CO_2$  y  $CH_4$  pueden estar presentes en el gas de síntesis así como varios componentes menores trayendo, como consecuencia la producción de cuatro tipos de gas de síntesis: gas de bajo poder calorífico 3,5-10 MJ/Nm<sup>3</sup>, gas de medio poder calorífico 10-20 MJ/Nm<sup>3</sup>, gas de alto poder calorífico 20-35 MJ/Nm<sup>3</sup> y SNG que esta por encima de 35 MJ/Nm<sup>3</sup>. Todos estos gases pueden ser usados como combustibles de turbinas de gas en sistemas IGCC para la generación de electricidad, a excepción del SNG que puede ser utilizado fácilmente como sustituto del Gas Natural (Rezaiyan et al, 2005).

Adicionalmente, el gas de síntesis generado sin importar su poder calórico al ser purificado, puede ser empleado como materia prima para la producción de:  $H_2$ , CO, amoníaco, metanol, acetaldehído, oxo-alcoholes e hidrocarburos líquidos aplicando la tecnología Fischer-Tropsch (Branan, 2005).

#### **2.4.4. TECNOLOGÍAS AUXILIARES EMPLEADAS EN PROCESOS DE GASIFICACIÓN**

Mediante la combinación de diferentes unidades de proceso, de forma modular, se puede adaptar el diseño básico de una isla de gasificación a una configuración de

planta multi-productos, que pueda ajustarse de forma óptima a los requerimientos de Complejos Mejoradores y Refinerías para la producción de energía, hidrógeno o hidrocarburos líquidos.

#### **2.4.4.1.FRACCIONAMIENTO DE AIRE**

Para mantener las altas temperaturas necesarias en todo proceso de gasificación, se requiere un agente oxidante, que puede ser aire,  $O_2$  o aire enriquecido con  $O_2$ . Actualmente el agente de gasificación comúnmente empleado es el  $O_2$ , puesto que su empleo proporciona ciertas ventajas, tales como:

- Obtener un gas de síntesis con un poder calorífico muy superior, 9-13 MJ/Nm<sup>3</sup> frente a 4,5 MJ/Nm<sup>3</sup>.
- Generar un caudal de gas de síntesis mucho menor (50% aproximadamente menos que gasificando con aire) lo que implica que se reduzcan radicalmente las dimensiones y los costos asociados a las unidades de limpieza del gas, y de recuperación de calor en el caso que se desee emplear el gas de síntesis para la producción de energía eléctrica.

Las tecnologías comercialmente disponibles para la producción de  $O_2$  se fundamentan en la destilación del aire a condiciones criogénicas (proceso Linde-Fränkle) y la separación por membranas. Comúnmente en plantas de gasificación, se emplea el proceso Linde-Fränkle donde el aire seco es comprimido en una unidad de pre-purificación, y luego es enfriado hasta su temperatura de licuefacción para posteriormente destilar el aire líquido en sus dos principales componentes, el  $O_2$  y  $N_2$ , que finalmente una vez separados son entonces calentados y vaporizados (Higman et al, 2003).

#### **2.4.4.2.TRATAMIENTO DEL GAS DE SÍNTESIS.**

El gas de síntesis se debe tratar para remover partículas (que incluyen, tars y trazas de carbón que no reaccionó) y gases ácidos.

### a) REMOCIÓN DE PARTÍCULAS

Los requisitos de remoción de partículas se establecen en función del uso del gas de síntesis que se obtiene de los procesos de gasificación. Por ejemplo, los niveles de partículas deben ser reducidos a 50 mg/Nm<sup>3</sup> para motores a gas y deben estar por debajo de 15 mg/Nm<sup>3</sup> para turbinas, y tal vez llegar a 0,02mg/Nm<sup>3</sup> para sistemas de gas de síntesis. Los tipos primarios de sistemas incluyen filtros ciclónicos, filtros de barrera, filtros electroestáticos y lavadores húmedos (Rezaiyan et al, 2005).

El uso de filtros cerámicos es de carácter innovador en las centrales eléctricas y, frente a los sistemas húmedos, tiene una elevada eficiencia y reduce las necesidades de depuración de agua, pero como inconveniente puede presentar unos elevados costos de mantenimiento, en función de la vida útil y la posible reutilización de los elementos filtrantes (Treviño, 2001).

### b) REMOCIÓN DE GASES ÁCIDOS (AGR)

Aunque el número de procesos de gasificación para cualquier materia es limitado, existe una gran variedad de procesos para AGR y otros procesos para el tratamiento del gas de síntesis. La AGR en el gas de síntesis incluye un proceso de desulfuración y eliminación de CO<sub>2</sub> que se basa en al menos uno de los siguientes principios:

- Absorción (física o química) en un líquido disolvente con una posterior desorción por paso.
- Adsorción en una masa de partículas sólidas.
- Difusión a través de una membrana permeable o semipermeable.
- Conversión química, en general, con un catalizador, que a menudo se da como un paso preparatorio de uno de los tres métodos anteriores, donde el COS se transforma en H<sub>2</sub>S y el HCN en NH<sub>3</sub>.



**b.1) SISTEMAS DE ABSORCIÓN**

Se caracterizan por el lavado del gas con un líquido disolvente, que elimina selectivamente los componentes ácidos (principalmente de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) del gas en una columna donde la carga disolvente es regenerada, liberando los componentes ácidos y recirculada al absorbedor.

Este proceso emplea por lo general como solvente una solución de aminas. En la actualidad la selección de la tecnología para la limpieza de gas basada en absorción, (por ejemplo: Rectisol, Selexol, Purisol, Sufisol y Amisol), depende de los requisitos de pureza de las operaciones aguas abajo (Stiegel et al, 2006).

**b.2) SISTEMAS DE ADSORCIÓN**

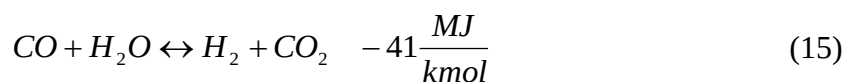
Se basan en la adsorción de las impurezas del gas de síntesis en un lecho de partículas sólidas. Algunos de estos procesos, tales como el tamiz molecular (sieve driers) o el PSA, permiten la regeneración in situ del lecho. Otros, como la quimisorción de H<sub>2</sub>S en lechos de óxido de zinc requieren el intercambio regular del lecho, ya que este no puede ser regenerado económicamente in situ (Higman et al, 2003).

**b.3) SISTEMAS DE MEMBRANAS**

Las membranas de separación de gas permeables para la purificación del gas de síntesis utilizan las diferencias en la solubilidad y la difusión de los diferentes gases en membranas de polímeros. La tasa de transporte de un componente a través de la membrana es aproximadamente proporcional a la diferencia en la presión parcial de los componentes de los dos lados de la membrana (Chauvel et al, 1989).

**2.4.4.3.REACTORES DE CONVERSIÓN AGUA-GAS**

Además de tener una importante influencia en la composición del gas de síntesis del mismo gasificador, la reacción CO Shift:



Se lleva a cabo por separado dentro del gasificador a temperaturas mucho más bajas que las requeridas por las reacciones de gasificación, con el fin de modificar la relación  $H_2/CO$  del gas de síntesis o maximizar la producción total de  $H_2$  (Higman, 2003). El equilibrio para la producción de  $H_2$  es favorecido por la baja temperatura, ya que la reacción shift es una reacción exotérmica. Adicionalmente, esta reacción opera con una variedad de catalizadores entre 200-500°C (392-932°F) y por lo general los tipos de catalizadores se distinguen por su rango de temperatura de operación y la calidad (contenido de azufre) del gas de síntesis a tratar.

#### **2.4.4.4.RECUPERACIÓN DE AZUFRE**

Los compuestos de S presentes en el gas de síntesis que se obtienen a partir de un proceso de gasificación son por lo general retirados del gas como una corriente concentrada de  $H_2S$  y  $CO_2$  conocido como gas ácido. Dependiendo del diseño aguas arriba de la unidad de AGR, el gas ácido puede contener otras especies como COS así como amoníaco ( $NH_3$ ) y cianuro de hidrógeno (HCN). De un proceso de recuperación de azufre, se puede obtener ácido sulfúrico líquido o azufre elemental sólido. La opción comúnmente empleada en procesos de gasificación es la obtención de azufre elemental sólido a través del proceso Claus. Una planta Claus, que consta de dos hornos en paralelo y dos reactores Claus en serie, para la conversión de  $H_2S$  en azufre elemental sólido. Además, en los hornos se consigue la conversión catalítica de  $NH_3$  y HCN en  $N_2$ . Este proceso está diseñado para producir emisión cero, dado que el gas de cola, que contiene compuestos de azufre, es hidrogenado con gas limpio y recirculado al proceso de desulfuración, evitando el uso de un incinerador y las consiguientes emisiones de azufre ( $SO_2$ ) a la atmósfera (Treviño, 2001).

#### **2.4.4.5.TRATAMIENTO DE SUBPRODUCTOS SÓLIDOS**

El subproducto sólido que se obtiene desde el fondo de un gasificador al ser enfriado puede ser empleado como un material de construcción o un combustible, pero de manera novedosa puede representar una fuente para la recuperación de metales pesados como el V y Ni. El proceso Norsk Hydro VR (Recuperación de Vanadio) y el



Sistema de Recuperación de Metales en Cenizas (MARS), son procesos alternativos para el tratamiento de subproductos sólidos generados a partir de un proceso de gasificación, que se basan en filtración de la torta que se obtiene de las reacciones de combustión y gasificación en el fondo del reactor. En este proceso la torta filtrada es primero secada y pulverizada antes de ser quemada en un ciclón de combustión en el que parte del V es convertido a  $V_2O_5$  líquido (Ulber, 2008).

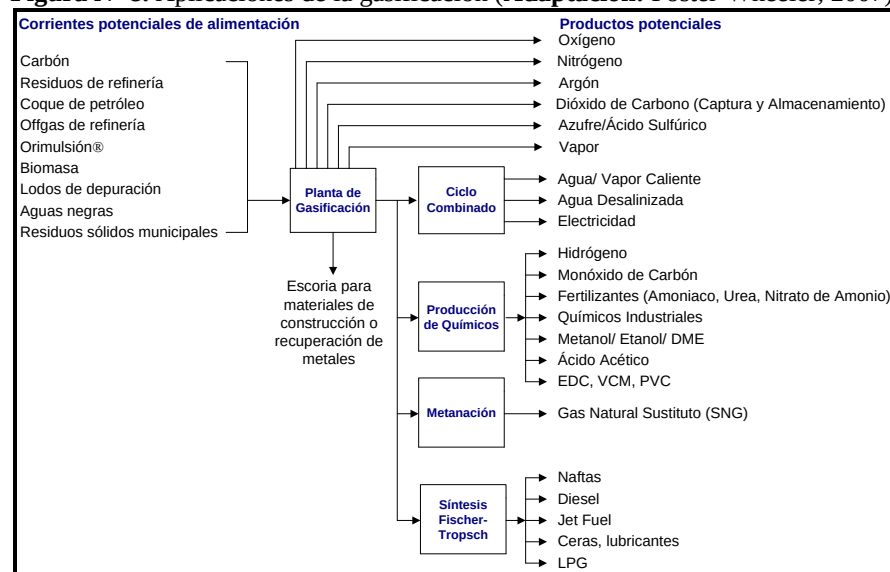
#### 2.4.5. APLICACIONES DE LA GASIFICACIÓN

El  $H_2$  y CO como principales componentes del gas de síntesis, que se obtienen a través del proceso de gasificación, pueden ser empleados como materia prima para:

- Generación de electricidad, de forma limpia y altamente eficiente.
- Producción del hidrógeno consumido en plantas de mejoramiento y refinerías.
- Producción de gran variedad de productos químicos, tales como: amoníaco, metanol, monóxido de carbono y oxo-alcoholes (alcoholes  $C_3-C_{18+}$ ).
- Obtención directa de hidrocarburos líquidos a través del proceso Fischer-Tropsch.

En la Figura N° 8 se muestra un esquema general de las aplicaciones de la gasificación para la obtención de diversos productos.

**Figura N° 8.** Aplicaciones de la gasificación (Adaptación: Foster-Wheeler, 2007).



#### **2.4.5.1.CICLO COMBINADO DE GASIFICACIÓN INTEGRADA**

Si el gas de síntesis producto de un proceso de gasificación se va a utilizar para producir electricidad, por lo general se usa como combustible en un ciclo combinado y esta tecnología se conoce como IGCC. Dicha tecnología es la más limpia y eficiente forma de producción de electricidad a partir de carbón, coque y residuos de petróleo (Gasification Technologies Council, 2008).

Un proceso IGCC es básicamente la combinación de una planta de gasificación y de una planta de ciclo combinado (CC), que consiste en la unión de turbinas de gas con turbinas de vapor. En este proceso las altas temperaturas de los gases de escape de la turbina de gas se aprovechan, mediante una caldera de recuperación con generación de vapor (HRSG). Este vapor, luego se expande en la turbina de vapor para generar electricidad en un ciclo de eficiencia global cercana al 50% (Treviño, 2001). La ventaja de incorporar la gasificación en plantas de CC, es convertir residuales sólidos y combustibles líquidos en una forma de gas que las turbinas de gas puedan aceptar. Por producirse la limpieza del gas antes de su combustión, las centrales IGCC tienen un comportamiento ambiental muy superior al de las centrales térmicas de carbón, en las que la limpieza de gases se realiza tras la combustión, de forma menos efectiva y más costosa que en las IGCC.

#### **2.4.5.2.PRODUCCIÓN DE QUÍMICOS**

Muchos son los productos químicos que se pueden obtener a partir del gas de síntesis generado a partir de un proceso de gasificación; sin embargo, para esta investigación sólo se desarrollará la producción de  $H_2$  a partir de la gasificación del coque.

Una variedad de tecnologías han sido y siguen siendo desarrolladas para la producción de  $H_2$ , entre las cuales destaca la oxidación parcial de combustibles fósiles como residuales del petróleo, carbón o sus derivados a través del Proceso de Gasificación de Shell y el Proceso de Oxidación Parcial de ChevronTexaco (Stiegel

et al, 2006). Para la producción de H<sub>2</sub> a partir de una oxidación parcial del coque, es necesario una vez producido el gas de síntesis incluir las siguientes operaciones:

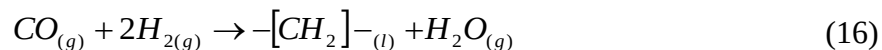
- Conversión de CO con vapor (Shift conversion).
- Extracción de gases ácidos CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.
- Purificación final diseñada para eliminar las últimas trazas de CO, que es realizada generalmente a través del proceso PSA (Chauvel et al, 1989).

La gasificación del coque para generación de H<sub>2</sub> es una alternativa para suplir la demanda de hidrógeno en mejoradores de crudo y refinerías, puesto que 1 ton/día de coque produce aproximadamente 0,07 MMSCFD de H<sub>2</sub> puro (IMP, 2005).

#### 2.4.5.3.SÍNTESIS DE FISCHER-TROPSCH (F-T)

Partiendo de un proceso de gasificación del coque se pueden obtener mezclas hidrocarburos líquidos libres de S con alto octanaje e índice de cetano, utilizando el gas de síntesis producto en una relación específica de H<sub>2</sub>/CO, en la síntesis F-T.

La base del proceso F-T consiste en generar una mezcla de hidrocarburos de cadena recta a partir del H<sub>2</sub> y CO de acuerdo con la reacción:



Donde  $-[CH_2]_{-}$  es el elemento fundamental de las moléculas de hidrocarburos y su producción depende de la mezcla de catalizador, las condiciones de proceso (presión y temperatura), y la composición del gas de síntesis (Higman et al, 2003).

El proceso F-T convierte el gas de síntesis en una mezcla de hidrocarburos parafínicos y olefínicos de distintas longitudes de cadena. Este proceso tiene lugar en un catalizador de hierro soportado en cobalto, donde el CO y el H<sub>2</sub> reaccionan para formar hidrocarburos y H<sub>2</sub>O; cuyo producto incluye hidrocarburos de diferentes propiedades como gases ligeros (C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>), hasta líquidos de alta densidad como moléculas C<sub>50</sub>. Este proceso normalmente opera a temperaturas de 204-288°C (400-550°F) y presiones moderadas (10-38 atm ó 145-565 psia). Los productos líquidos

obtenidos a través del proceso de F-T requieren pasos adicionales de procesamiento antes de su posterior mezcla con los productos derivados del crudo que normalmente son producidos por en un Complejo Mejorador o Refinería (Stupin et al, 2000).

En la actualidad, han surgido proyectos de producción de hidrocarburos líquidos a partir de la gasificación de materiales carbonosos debido al hecho de que el costo de producir un barril de combustible líquido a partir del gas natural, carbón o coque utilizando esta tecnología, es ahora relativamente más competitiva que antes cuando se compara con el costo de producir un barril de combustible líquido a partir del petróleo de una refinería.

#### **2.4.6. INTEGRACIÓN DE PROCESOS DE GASIFICACIÓN Y TECNOLOGÍAS AUXILIARES: TECNOLOGÍA IGCC**

La tecnología de IGCC permite el uso de combustibles sólidos o líquidos en una central térmica con la eficiencia y los beneficios ambientales propios de los CC.

Para ello, supone la integración de los procesos de gasificación y tecnologías auxiliares, de forma que el combustible sea gasificado con el O<sub>2</sub> producido en una ASU, y el gas sintético producido sea enfriado, y limpiado exhaustivamente de partículas sólidas y contaminantes para su combustión en una turbina de gas de un CC (Treviño, 2001).

Existen múltiples variaciones sobre el esquema básico de un IGCC, que se diferencian a través del grado de integración entre las unidades. Específicamente se puede hablar de tres niveles de integración:

##### **2.4.6.1. INTEGRACIÓN DE LOS SISTEMAS AGUA-VAPOR DE LA SECCIÓN GASIFICACIÓN Y DEL CC**

En esta integración, el agua de alimentación de las calderas se precalienta en una sección de la HRSG y se envía a la sección de gasificación, donde se produce vapor

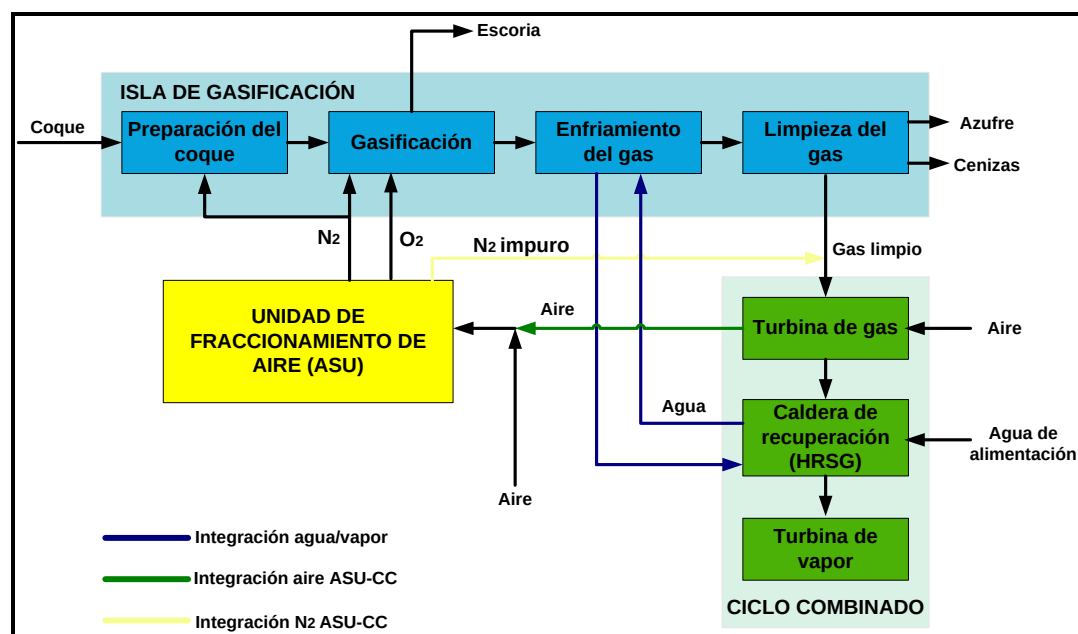
saturado por intercambio de calor con el gas crudo. Este vapor saturado se exporta a la HRSG, para su sobrecalentamiento y posterior expansión en la turbina de vapor, generando electricidad adicional.

#### 2.4.6.2. INTEGRACIÓN LADO $N_2$ ENTRE ASU Y EL CC

El  $N_2$  impuro, subproducto de la ASU, es comprimido y mezclado con el gas de síntesis para reducir las emisiones de  $NO_x$  y aumentar la potencia en la turbina de gas.

#### 2.4.6.3. INTEGRACIÓN LADO AIRE ENTRE ASU Y EL CC

De forma parcial o total, el aire comprimido que requiere la ASU es extraído del compresor de la turbina de gas. En la Figura N° 9 se presenta una configuración típica de central IGCC, y los distintos niveles de integración posibles.

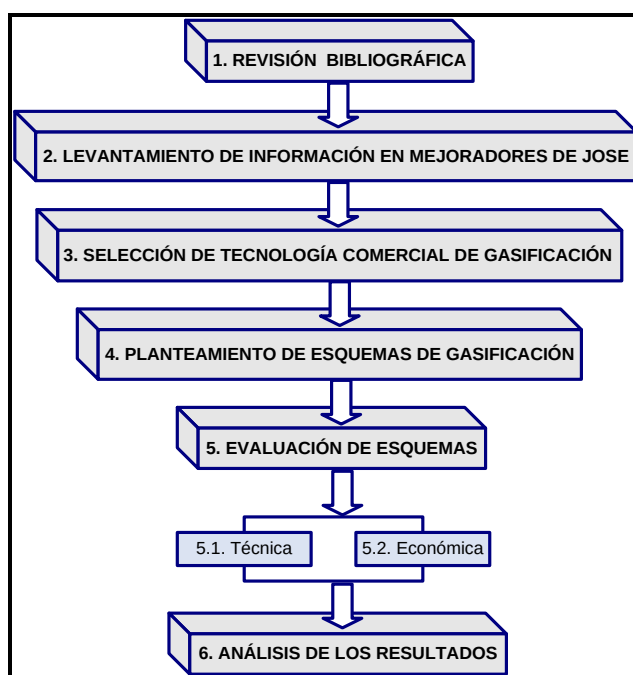


**Figura N° 9.** Diagrama de bloques y opciones de integración para una central IGCC (Adaptación: Treviño, 2001).

## CAPÍTULO III

### METODOLOGÍA

A continuación en la Figura N° 10 se describe la secuencia de pasos llevados a cabo para realizar este Trabajo Especial de Grado, cumpliendo con cada uno de los objetivos específicos que fueron planteados, con el propósito de establecer un esquema de trabajo, que permitiera la ejecución en forma sincronizada y organizada de todas las actividades que forman parte del desarrollo de esta investigación.



**Figura N° 10.** Diagrama de la metodología a emplear para alcanzar los objetivos del proyecto  
(Fuente: Elaboración propia).

#### 3.1.REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Tal y como ya expuesto en el Capítulo II “Marco Teórico” , esta sección contempló la búsqueda y revisión de material bibliográfico sobre: mejoramiento de CXP, coque, procesos de gasificación, tecnologías auxiliares empleadas en los procesos de gasificación y tecnologías comercialmente disponibles de gasificación para la

generación de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos, entre otros puntos. Para ello se consultó bibliografía especializada en las áreas de interés del presente Trabajo Especial de Grado, disponiéndose de la RIPPET de PDVSA, cuyo acceso fue facilitado por la CVP, asimismo se consultaron Trabajos Especiales de Grado previos, relacionados con el tema y por supuesto la red.

### **3.2.LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN EN MEJORADORES DE JOSE**

Para esta etapa de la metodología, se realizó una recopilación de información técnica mediante visitas a cada una de las instalaciones de los cuatro Mejoradores ubicados en Jose, con énfasis en: caracterización y precio del coque producido en cada Complejo Mejorador, requerimientos y tarifa actual de los servicios de electricidad, gas natural e  $H_2$  en cada Mejorador, y áreas disponibles para construcción de nuevas plantas de proceso en Jose. Luego de recopilar dicha información se realizó posteriormente su análisis, donde se obtuvieron resultados generales referidos a:

- a) Caracterización general promedio del coque de Jose:** Donde se calcularon promedios ponderados en cuanto al contenido de material volátil, cenizas, humedad, S, V, Ni, también incluyendo la dureza HGI promedio.
- b) Selección de caracterización de coque modelo:** La cual se realizó dependiendo específicamente del grado de información presente en las caracterizaciones recopiladas por cada Complejo Mejorador, y sirvió para la realización de balances de masa para estimar el potencial de producción de gas de síntesis.
- c) Requerimiento de servicios industriales en Mejoradores de Jose:** con la finalidad de determinar un indicador de consumo, para definir la capacidad de producción en los esquemas de aprovechamiento del coque a partir del proceso de gasificación para la generación de energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos.

- d) Ubicación general del proyecto:** Donde se estableció la localización de las instalaciones de gasificación para el aprovechamiento del coque de Jose y además se recopilaron datos específicos sobre las condiciones del sitio en cuestión.

### **3.3.SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA COMERCIAL DE GASIFICACIÓN**

De acuerdo al fundamento teórico de esta investigación, existen disponibles comercialmente tres procesos de gasificación: lecho fijo, lecho fluidizado y flujo arrastrado, pero dependiendo de cada uno de estos procesos existen gran variedad licenciantes comercialmente disponibles. En este sentido para esta fase de la investigación se realizaron dos matrices de selección. La primera de ellas permitió elegir el tipo de proceso de gasificación más favorable para el coque, mientras que la segunda sirvió para la selección de una tecnología de gasificación comercialmente disponible y adaptable al coque, basada en el proceso de gasificación seleccionado. La herramienta empleada para la evaluación y selección de alternativas en ambas matrices fue el MDMB, el cual consistió en asignar factores de peso a los diferentes parámetros que comprendían cada matriz de evaluación, para así seleccionar, entre diferentes alternativas existentes, la más favorable de acuerdo a una puntuación obtenida a través de este método, el cual se explica en más detalle en el Apéndice N° 6.

#### **3.3.1. MATRIZ DE DECISIÓN: TIPO DE PROCESO DE GASIFICACIÓN**

Para la evaluación y posterior selección del tipo proceso de gasificación, fueron llevadas a cabo las siguientes actividades:

- a) Selección de parámetros para la matriz de evaluación:** Los parámetros fueron seleccionados en función de cinco bloques de análisis para cada proceso de gasificación, a saber: características y preparación de la alimentación, condiciones de operación, servicios y experiencia de aplicaciones comerciales. En este punto se elaboró un cuadro comparativo donde se detallaron las características claves por parámetro de evaluación en cada tipo de proceso de gasificación.



- b) **Asignación de pesos por parámetro de interés:** En donde primero fue analizada la importancia de los parámetros de evaluación seleccionados. Seguidamente, en Microsoft Excel<sup>®</sup> fue elaborada una matriz de comparación de parámetros en la base uno a uno en donde se preciso por cada par cuál era el más importante con "unos y "ceros" indicativos, con lo que se procedió a obtener los factores de peso para cada parámetro de la matriz de decisión.
- c) **Evaluación de alternativas:** Para obtener la alternativa más favorable entre los diferentes tipos de procesos de gasificación, se procedió a calificarlas objetivamente comparando para cada parámetro las alternativas entre sí por medio de tablas de valoración elaboradas en Microsoft Excel<sup>®</sup>.

### 3.3.2. MATRIZ DE DECISIÓN: TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN

Una vez seleccionado el tipo proceso de gasificación a emplear, se consultaron las diversas tecnologías de gasificación comercialmente disponibles para este tipo de proceso de gasificación:

- a) **Selección de parámetros para la matriz de evaluación:** En este punto, se estableció un sumario con las principales características de las tecnologías de gasificación existentes, que emplean coque como alimentación, donde fueron seleccionados parámetros en cuanto a: fabricantes, características de operación y experiencia, entre otros datos de interés.
- b) **Asignación de pesos por parámetro de interés:** Fue realizada de forma similar a la matriz de decisión anterior, pero teniendo como parámetros de evaluación las tecnologías de gasificación basadas en el proceso de gasificación seleccionado.
- c) **Evaluación de alternativas:** Se procedió a calificar las diferentes tecnologías de gasificación comparando cada parámetro de evaluación entre sí por medio de tablas de valoración elaboradas en Microsoft Excel<sup>®</sup>.

### 3.4. PLANTEAMIENTO DE ESQUEMAS DE GASIFICACIÓN

Una vez realizada la selección, fueron planteados los esquemas de gasificación teniendo como base la tecnología con el mayor puntaje obtenido luego de la evaluación de las alternativas. Según requerimientos de la CVP, se desea aprovechar el coque producido en Jose a través de una planta de servicios auxiliares para la generación de electricidad, mediante un IGCC que cuente con unidades para la producción de  $H_2$  o producción de combustibles líquidos, vía síntesis de Fischer-Tropsch. De allí, los esquemas a evaluar técnica y económicamente fueron:

- **Caso 1:** Coque para producción de energía eléctrica.
- **Caso 2:** Coque para producción de hidrógeno, cogeneración y venta de electricidad.
- **Caso 3:** Coque para producción de hidrocarburos líquidos a través de la síntesis de Fischer-Tropsch, cogeneración y venta de electricidad.

En tal sentido, el planteamiento de esquemas consistió en realizar el DBP de cada caso, cuyo objetivo fue visualizar de manera global la tecnología de gasificación seleccionada, con el propósito de ilustrar todos los procesos involucrados y así representar una guía para la construcción de los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's).

### 3.5. EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE ESQUEMAS

A continuación se describe la estrategia que se siguió para realizar la evaluación técnica y económica de cada uno de los esquemas propuestos:

#### 3.5.1. EVALUACIÓN TÉCNICA

En relación al estudio técnico, se establecieron tres bloques de información por esquema desarrollado, a saber:

- a) Ubicación del Complejo de Gasificación:** La cual fue realizada a través del análisis de la información recopilada en Jose.

**b) Distribución de productos por esquema:** Esta fue definida fundamentalmente en base al requerimiento de electricidad e  $H_2$  de los Complejos Mejoradores en Jose.

**c) Condiciones óptimas de operación en reactores de gasificación de coque:** En este punto, se evaluó una molécula de coque venezolano promedio a diversas condiciones de operación para predecir termoquímicamente la formación de especies en equilibrio del gas de síntesis, y se seleccionaron las condiciones óptimas de operación para la producción de un gas de alta calidad, tomando en consideración los siguientes pasos:

**c.1) Validación de molécula de coque modelo**

Esto se realizó al comparar el calor de combustión generado por la molécula modelo con el reportado por la caracterización seleccionada como premisa de estudio del coque de Jose a través de la herramienta de cálculos termodinámicos QBThermV3.D<sup>®</sup> (Machín, 2008).

**c.2) Planteamiento de la ecuación general para la gasificación del coque**

Una vez comprobada la validez de la molécula modelo, se planteó y balanceó una ecuación principal para el proceso de gasificación del coque.

**c.3) Condiciones de operación evaluadas**

A través del programa QBThermV3.D<sup>®</sup> (Machín, 2008) por el método de la minimización de la energía libre de Gibbs, y un modelo en Microsoft Excel<sup>®</sup> se realizó un estudio para determinar las composiciones de equilibrio del gas de síntesis a condiciones de operación ubicadas dentro del rango de operabilidad de la tecnología de gasificación seleccionada a la salida del reactor.

**c.4) Condiciones de gasificación del coque de Jose**

Se seleccionaron a través de un análisis en relación a la calidad del gas de síntesis generado a través del amplio rango de condiciones de operación evaluado, resultando ser las condiciones óptimas de operación para la tecnología de gasificación escogida.

- d) Balance de masa en el gasificador de coque:** En esta etapa la caracterización modelo del coque producido en Jose fue de gran importancia, porque sirvió de premisa para el desarrollo de los balances de masa en los reactores de gasificación, necesarios para estimar el potencial de producción de gas de síntesis, y en consecuencia los productos y subproductos derivados de los esquemas aprovechamiento del coque planteados. Para comprobar el balance de masa en reactores de gasificación de coque se utilizó el programa de cálculos termodinámicos QBThermV3.D<sup>®</sup> (Machín, 2008) y el Simulador de Procesos ProII 7.0<sup>®</sup>
- e) Selección del modo de enfriamiento del gas de síntesis:** En donde se investigaron las alternativas de enfriamiento normalmente utilizadas en la tecnología de gasificación elegida, y se empleó la opción más apropiada para el coque en los esquemas de gasificación planteados.
- f) Estudio de ingeniería del proyecto:** En esta fase específicamente se realizaron DFP's y los respectivos balances de masa por esquema que permitieron obtener la representación de los procesos a sus condiciones normales de operación. Para la elaboración de los DFP's se tomó en cuenta la siguiente información, basada en el Manual de Ingeniería de Diseño de PDVSA para la preparación de diagramas de proceso (L-TP1.1):

**f.1) Balance de masa**

Este fue elaborado en base a las condiciones de operación generales señaladas por bloque de proceso en diversos documentos técnicos. Estas condiciones fueron analizadas y adaptadas en lo posible al coque como alimentación en la tecnología de gasificación GE-Energy. El balance de masa definió las cantidades de materia prima, productos y subproductos por esquema de gasificación planteado. Asimismo, los balances de masa fueron generados en tablas con los siguientes datos:

- Número de la corriente.
- Flujo másico.
- Descripción de la corriente.
- Temperatura de operación.
- Presión de operación.

**f.2) Equipos de proceso**

Los equipos que conformaron los esquemas de gasificación planteados fueron identificados por los siguientes datos:

- Código de identificación.
- Nombre del equipo.

**f.3) Líneas de Proceso**

Para la identificación de estas líneas se siguieron los siguientes criterios:

- Numeración de corrientes principales y ramales.
- Numeración de una sola de las corrientes paralelas o trenes idénticos.
- Asignación de números a las corrientes en orden creciente de acuerdo al recorrido del flujo principal.
- Cambio de numeración de la corriente en caso de haber cambios en condiciones de presión, temperatura o flujo.

- Identificación de corriente de alimentación principal como (1), continuando la secuencia numérica a lo largo de la unidad de proceso y finalizando con los productos.
- Identificación de corrientes de proceso inmediatas a cada uno de los equipos para facilitar las especificaciones de las mismas.

### **3.5.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA**

Antes de realizar esta evaluación, para cada esquema se recopiló información relativa a:

- Mercado y precios del coque, electricidad, H<sub>2</sub>, hidrocarburos líquidos y otros subproductos que se obtienen a partir de los esquemas de proceso basados en la gasificación, tales como: S, Ar, N<sub>2</sub>, entre otros.
- Precios de unidades de gasificación y tecnologías auxiliares a través de reportes de económicos del Instituto de Investigación de Stanford (SRI), disponibles en el Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo (INTEVEP) e indicadores económicos de PDVSA-CVP.

La evaluación económica es la última etapa del estudio de factibilidad. Para su ejecución se consideraron, desde el punto de vista financiero, las alternativas de esquemas propuestos en el análisis técnico y se determinó su potencial rentabilidad económica por medio de una estimación de costos tipo V (visualización con una precisión entre el rango de -50% a +100%) desarrollada a través de un modelo económico elaborado en Microsoft Excel<sup>®</sup>, mediante la metodología del Flujo de Caja Descontado que incluyó costos de inversión de capital, costos de operación y mantenimiento asociados a la planta de gasificación, costos asociados al suministro y consumo de coque de petróleo, período de construcción e ingresos generados por ventas de productos y subproductos en un período de 25 años.

Para facilidad en el desarrollo de los modelos económicos por esquema, se revisaron los “Lineamientos para la Evaluación Económica de Propuestas de Inversión”

(LEEPI, 2008 y 2009), Manuales de Estimación de Costos (MEP), Manuales de Normas y Finanzas referidos a presupuestos de inversiones, y las Prácticas de Contabilidad relacionadas con las políticas contables y financieras de capitalización empleadas por PDVSA. Adicionalmente se tomaron en consideración premisas económicas financieras de la Dirección Ejecutiva de Finanzas/Gerencia Corporativa de Evaluaciones Financieras Negocios Nacionales e Internacionales de PDVSA, que son detalladas en el Apéndice N° 7 y el Apéndice N° 8. Los indicadores económicos que se calcularon sobre la base de ingresos y egresos proyectados fueron: Valor Presente Neto (VPN), Tasa Interna de Retorno (TIR), Eficiencia de la Inversión (EI) y Período de Recuperación de la Inversión (TPI).

### **3.6. ANÁLISIS DE RESULTADOS**

A esta etapa correspondió la discusión y análisis de los resultados obtenidos del estudio de factibilidad de esquemas de proceso para la producción de electricidad, hidrógeno e hidrocarburos líquidos a partir de la gasificación del coque de Jose. Tales resultados fueron orientados específicamente a selección de la alternativa más favorable a nivel técnico y económico para el procesamiento del coque de Jose.

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación se presentan y discuten los resultados obtenidos en el presente estudio luego de aplicar la metodología presentada en el capítulo anterior.

#### **4.1.LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN EN MEJORADORES DE JOSE**

En esta sección se muestran las propiedades de los coques generados en los Mejoradores de Jose, y el requerimiento actual de electricidad e  $H_2$  total para estos Complejos de Mejoramiento.

##### **4.1.1. CARACTERIZACIÓN Y COMPOSICIÓN DEL COQUE DE JOSE**

Básicamente, se pudo conocer que el conjunto de Mejoradores FPO en Jose tienen a disposición dos Terminales de Sólidos. El Terminal de Sólidos de E y P Cabrutica recibe el coque producido de los Mejoradores: E y P Cabrutica, PetroMonagas y PetroPiar. Por su parte, PetroCedeño posee un Terminal de Sólidos que sólo recibe el coque que producido en este Complejo Mejorador.

Como parte del control de calidad en ambos Terminales de Sólidos a cada muestra se le realizan algunos análisis de importancia con laboratorios externos. Normalmente se realizan análisis de materia volátil, cenizas, humedad, S, Ni, V y dureza HGI. En concordancia con la información recopilada se reportan en el Apéndice N° 9 (Tablas A, B, C, D) las propiedades más relevantes del coque que se genera en cada Complejo Mejorador.

A partir de esta información se estableció que el coque producido en Jose, es un coque retardado de grado esponja, porque es producido a través de la coquificación retardada de alimentaciones con bajo contenido de asfaltenos. Reúne especificaciones



de combustible, por su alto poder calorífico y posee en promedio las características presentadas a continuación en la Tabla N° 2:

**Tabla N° 2.** Características generales promedio del coque de Jose (**Fuente:** Elaboración propia).

| PARÁMETRO                         | VALOR     |
|-----------------------------------|-----------|
| Materia volátil, %p.              | 10,03     |
| Cenizas, %p.                      | 0,47      |
| Humedad total, % p.               | 10,70     |
| Azufre, %p.                       | 4,42      |
| Contenido de Ni, ppm              | 277       |
| Contenido de V, ppm               | 2.415     |
| Poder Calorífico Superior, Btu/lb | 14.345,50 |
| HGI, adim.                        | 61,50     |
| Granulometría 5cm, %              | 100       |

De estas características fueron analizadas ciertas ventajas y desventajas que puede tener el coque como alimentación en procesos de gasificación:

- En concordancia con Wang et al (2004), el bajo contenido de materia volátil del coque contribuye con su baja reactividad e incrementa su contenido de carbono y le confiere un alto poder calorífico como combustible.
- Su bajo contenido de cenizas (< 0,5% p.) reduce la incidencia de la combustión del coque en el ambiente y en el costo de operación de una planta de gasificación, debido a que un bajo contenido de cenizas no afecta los niveles de intercambio térmico de los sistemas de agua/vapor, aumentando así la cantidad de calor que puede obtenerse del coque.
- El contenido de humedad total del coque, al ser bajo (10,7%) influye en el proceso de combustión motivando que a menor contenido de humedad por peso de coque gasificado se disminuye el consumo de coque para mantener una carga específica.
- Como desventaja, su alto contenido de azufre es indicativo de potenciales problemas de corrosión en los componentes de sistemas de gasificación y adicionalmente establece implementar un proceso adicional integrado al sistema de gasificación para la eliminación de azufre del gas de síntesis crudo.

- Su alto contenido de metales donde se encuentra en mayor proporción el V, aproximadamente 89% con respecto al Ni (relación similar a la establecida por Silva, 2001), hacen del sólido inerte obtenido de procesos de gasificación atractivo para la recuperación de V.
- El coque de Jose tiene una dureza moderada como consecuencia de un índice HGI promedio de aproximadamente 61,50 y su tamaño de partícula considerablemente grande, lo que puede afectar la adecuación del coque para su posterior conversión en reactores de gasificación.

#### 4.1.2. SELECCIÓN DE CARACTERIZACIÓN DE COQUE MODELO

En vista de que la información más detallada de caracterización del coque que pudo obtenerse correspondió al coque de E y P Cabrutica (Tabla B, Apéndice 9), este fue considerado como el material base para el desarrollo del balance de masa en reactores de gasificación y se muestra de forma simplificada en la Tabla N° 3:

**Tabla N° 3.** Caracterización simplificada del coque de E y P Cabrutica (**Fuente:** E y P Cabrutica, 2007; PDVSA-INTEVEP, 2007).

| <b>Análisis inmediato AsRcv (%peso)</b> | <b>Valor</b> |
|-----------------------------------------|--------------|
| <b>Humedad total</b>                    | 10,00        |
| <b>Análisis elemental AsRcv (%peso)</b> | <b>Valor</b> |
| <b>Carbono</b>                          | 87,35        |
| <b>Hidrógeno</b>                        | 2,79         |
| <b>Nitrógeno</b>                        | 2,81         |
| <b>Azufre</b>                           | 4,41         |

Estas características son cercanas a los valores promedios mostrados anteriormente, a excepción de la humedad total que se encuentra por debajo del valor promedio.

#### 4.1.3. REQUERIMIENTO DE SERVICIOS EN MEJORADORES DE JOSE

Los mejoradores de la FPO son complejos autosostenidos, responsables de generar todos los servicios industriales excepto electricidad, gas natural como combustible de respaldo e insumo para la producción de  $H_2$ ,  $O_2$  para la oxidación selectiva realizada

en el proceso Claus para recuperación de azufre, y N<sub>2</sub> para procedimientos de arranque/parada de las distintas unidades. El consumo de H<sub>2</sub> en unidades de hidrocrackeo de naftas e hidrocrackeo de destilados depende de la configuración o del esquema de proceso de cada mejorador. A continuación, se presentan los valores recopilados en cuanto al consumo de servicios industriales representativos de los Mejoradores de Jose:

**Tabla N° 4.** Consumo de los principales servicios industriales de los mejoradores de la FPO (**Fuente:** Elaboración propia de acuerdo a visitas a los mejoradores de la FPO).

| Servicio                                 | Consumo | Fuente                 | Tarifa actual del suministro |
|------------------------------------------|---------|------------------------|------------------------------|
| <b>Electricidad (MW):</b>                | 188     | Edelca                 | 0,51139 BsF/KWH              |
| <b>Gas Natural (MMSCFD):</b>             | 165,5   | PDVSA-GAS/<br>SERVIGAS | 0,462956 BsF/m <sup>3</sup>  |
| Gas combustible (MMSCFD)                 | 56,8    |                        |                              |
| Gas a hidrógeno (MMSCFD)                 | 108,7   |                        |                              |
| <b>Hidrógeno (MMSCFD) al 80% vol.</b>    | 7,1     | Metor-Soca<br>-Sumeca  | ND                           |
| <b>Hidrógeno (MMSCFD) al 99,99% vol.</b> | 291,5   | Interna                | NA                           |

\*ND: Información No Disponible, NA: No Aplica.

De acuerdo a las cifras anteriores, los Complejos Mejoradores de la FPO en Jose requieren de cantidades apreciables de electricidad y gas natural para sus operaciones. Para el año 2008, el consumo de electricidad anual se estima que genera gastos en el orden de los BsF 760.000.000, mientras que los requerimientos de gas natural representan un gasto anual BsF 720.000.000 aproximadamente.

#### 4.2.SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN

Seguidamente se exponen los análisis y la discusión de los resultados obtenidos con relación a la selección del proceso de gasificación. De igual manera, se analizará y discutirá la selección de una tecnología de gasificación comercialmente disponible y aplicable al coque.

#### 4.2.1. MATRIZ DE DECISIÓN TIPO DE PROCESO DE GASIFICACIÓN

La evaluación y posterior selección del tipo proceso de gasificación, como fue detallado en la metodología de esta investigación, requirió la elección de una serie de parámetros para la matriz de evaluación, seguida de la asignación de pesos por parámetro de interés, cuyos resultados son presentados a continuación:

##### • SELECCIÓN DE PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

Estos parámetros fueron distinguidos en base a un análisis sobre las condiciones más favorables para la gasificación del coque, fijadas a partir de cinco bloques de información, como se muestra en la Tabla N° 5:

**Tabla N° 5.** Bloques de información y parámetros evaluación potenciales para la selección del proceso de gasificación a emplear (**Fuente:** Elaboración propia).

| Características de la alimentación                                                                                                                                  | Preparación de la alimentación                                                                               | Condiciones de operación                                                                                                                                                                                                                 | Servicios                                                                                                                                                                                                                                             | Experiencia                                                                                                                                                                                                                                   |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>- Alimentaciones deseables.</li> <li>- Contenido de ceniza permisible.</li> <li>- Contenido de azufre permisible.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Tamaño de partícula.</li> <li>- Sistema de alimentación.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Temperatura.</li> <li>- Presión.</li> <li>- Tiempo de residencia.</li> <li>- Temperatura a la salida del gas.</li> <li>- Conversión de carbono.</li> <li>- Condiciones de la ceniza.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Demanda de oxidante.</li> <li>- Demanda de vapor.</li> <li>- Reciclo de alquitranes y aceites/carbón residual.</li> <li>- Enfriadores de gas de síntesis.</li> <li>- Sistemas de limpieza de gas.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Procesos típicos.</li> <li>- Desarrollo a nivel industrial.</li> <li>- Aplicaciones.</li> <li>- Capacidad de plantas actualmente en operación/construcción.</li> <li>- Costos operativos.</li> </ul> |
| 3                                                                                                                                                                   | 2                                                                                                            | 6                                                                                                                                                                                                                                        | 5                                                                                                                                                                                                                                                     | 5                                                                                                                                                                                                                                             |
| Parámetros totales: 21                                                                                                                                              |                                                                                                              |                                                                                                                                                                                                                                          |                                                                                                                                                                                                                                                       |                                                                                                                                                                                                                                               |

El Apéndice N° 10, muestra las especificaciones de cada uno de estos parámetros por tipo de proceso de gasificación estudiado. Por la complejidad y el error asociado al evaluar 21 parámetros de selección en la matriz del MDMB, se decidió por cada bloque de información seleccionar el o los parámetros más importantes, que tuviesen una diferencia notoria entre cada tipo proceso de gasificación, de allí los parámetros finalmente seleccionados fueron los que se señalan en la Tabla N° 6:

**Tabla N° 6.** Parámetros seleccionados para su evaluación en el MDMB (**Fuente:** Elaboración propia).

| Características de la alimentación | Preparación de la alimentación | Condiciones de operación                                              | Servicios                                     | Experiencia                                                                 |
|------------------------------------|--------------------------------|-----------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------|
| - Alimentaciones deseables.        | - Tamaño de partícula.         | - Temperatura.<br>- Tiempo de residencia.<br>- Conversión de carbono. | - Demanda de oxidante.<br>- Demanda de vapor. | - Desarrollo a nivel industrial.<br>- Aplicaciones.<br>- Costos operativos. |
| 1                                  | 1                              | 3                                                                     | 2                                             | 3                                                                           |
| Parámetros totales: 10             |                                |                                                                       |                                               |                                                                             |

### • IMPORTANCIA DE PARÁMETROS SELECCIONADOS

A continuación se describe la importancia de cada uno de los parámetros seleccionados para lo que fue su evaluación en el MDMB:

#### a) ALIMENTACIONES DESEABLES

Puesto que el interés del presente estudio era la gasificación del coque, la selección de un proceso de gasificación del cual ya se tuviese experiencia comercial con coque como alimentación fue importante en la selección.

#### b) TAMAÑO DE PARTÍCULA

Este parámetro fue esencial para la selección ya que a menor tamaño de partícula, entre procesos de gasificación, se acelera la transferencia de calor y masa en las reacciones que ocurren en la cámara de reacción, reduciendo el tiempo de residencia dentro del reactor y promoviendo una alta conversión de carbono.

#### c) CONVERSIÓN DE CARBONO

Fue significativo considerar este parámetro debido a que una alta conversión de carbono implica un mayor aprovechamiento del coque por volumen de alimentación.

#### d) TEMPERATURA

Las condiciones de operación en los procesos de gasificación tienen incidencia directa en la vida útil de los reactores de gasificación, afectando la conversión de carbono junto con la demanda de agente oxidante, por lo que su selección como

parámetro de evaluación incluyó un compromiso entre bajo costo de inversión, alta conversión de carbono y baja demanda de agente oxidante.

#### **e) TIEMPO DE RESIDENCIA**

Este parámetro fue fijado en la evaluación debido a que un tiempo de residencia corto aumenta el factor de servicio en un esquema de gasificación para la generación de diversos productos, incluyendo electricidad,  $H_2$  e hidrocarburos líquidos, y permitirá procesar un mayor volumen de coque como alimentación diaria.

#### **f) DEMANDA DE OXIDANTE**

A nivel de costos un alto requerimiento de oxidante es desfavorable para la inversión en este tipo de proyectos. Por ello fue necesario evaluar procesos de gasificación que demandarán baja cantidad de oxidante, en función de minimizar costos por insumos en una planta de gasificación.

#### **g) DEMANDA DE VAPOR**

El moderador más común usado en procesos de gasificación es el vapor y aunque es menos costoso que el  $O_2$ , la demanda de vapor es significativa por lo que se consideró en el estudio debido a los costos que pudiese generar.

#### **h) DESARROLLO A NIVEL INDUSTRIAL**

En este trabajo no fue de interés promover la selección de un proceso de gasificación, que únicamente tuviese validez a escala piloto, sirvió además considerar su desarrollo a nivel industrial. Por ello, los procesos de gasificación desarrollados a nivel comercial tuvieron una gran importancia en la selección, a diferencia de los procesos que no tienen experiencia comercial.

#### **i) APLICACIONES**

El tipo de proceso de gasificación seleccionado, para efectos de este Trabajo Especial de Grado, fue orientado para su aplicación en esquemas para la generación de

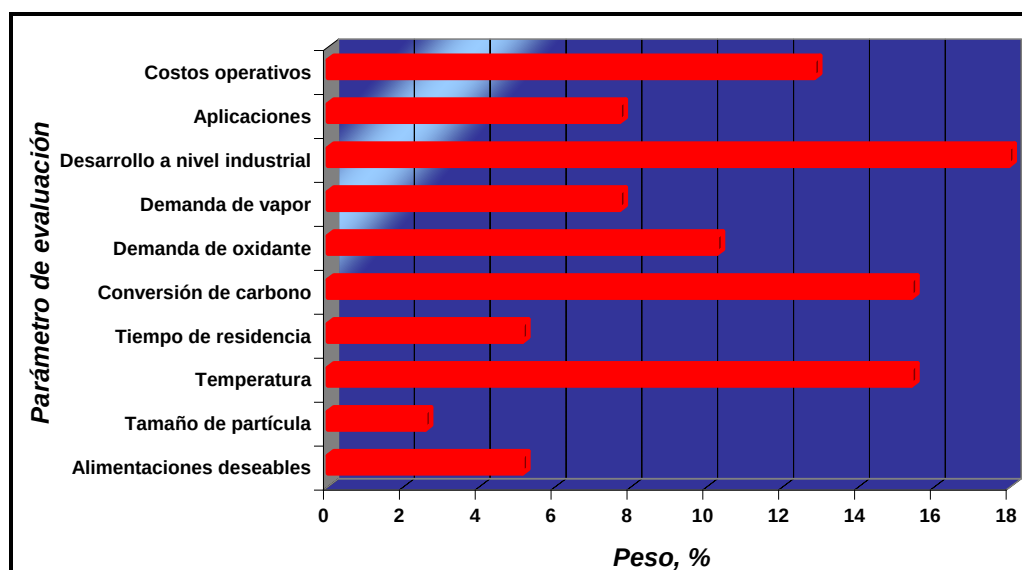
electricidad y producción de hidrógeno e hidrocarburos líquidos a través de un IGCC, comprobada a nivel comercial.

#### j) COSTOS OPERATIVOS

Los costos operativos suelen incrementarse dependiendo del tipo de proceso de gasificación a emplear, por lo que fue necesario estudiar los procesos de gasificación más favorables para la minimización representativa de dichos costos.

#### • ASIGNACIÓN DE PESOS POR PARÁMETRO DE EVALUACIÓN

Una vez establecidos los criterios a partir de los cuales se evaluó cada tipo de proceso de gasificación, se obtuvo su ponderación a través de la comparación uno a uno de cada parámetro de evaluación (Apéndice N° 11). La distribución de pesos obtenida se muestra seguidamente a través del Figura N° 11:



**Figura N° 11.** Ponderación por parámetro de evaluación en la matriz del MDMB para la selección del proceso de gasificación (**Fuente:** Elaboración propia).

Las características de cada proceso de gasificación fueron consideradas para la distribución de pesos de acuerdo a lo establecido en el capítulo anterior. Siendo estas, esenciales en la escogencia de un tipo de proceso sobre otros al momento de realizar toda la evaluación. De esta manera, se presentó en la figura anterior la ponderación

obtenida para cada parámetro de evaluación dentro de la matriz de selección aplicando el MDMB. A partir de dicha figura se puede observar que los parámetros de mayor ponderación resultantes fueron: Desarrollo a nivel industrial con 17,9%, temperatura con 15,4%, conversión de carbono con 15,4%, costos operativos con 12,8% y demanda de oxidante con 10,3%. Los demás parámetros evaluados poseen un peso inferior al 10%, destacando el tamaño de partícula con la menor ponderación (2,6%). Como se explicó en líneas anteriores el desarrollo a nivel industrial de los tipos de procesos de gasificación, fue el factor de más importancia en la evaluación técnica del esquema de gasificación seleccionado.

#### • EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS

Una vez obtenidos los factores de peso para los parámetros de evaluación en la matriz, se procedió a evaluar las alternativas de procesos de gasificación entre sí según los parámetros de evaluación seleccionados (ver Apéndice N° 12). Los resultados de la evaluación se presentan en la Tabla N° 7:

**Tabla N° 7.** Evaluación de alternativas de procesos de gasificación por parámetros de estudio (**Fuente:** Elaboración propia).

| <b>Parámetro de evaluación</b>          | <b>Peso</b> | <b>Lecho móvil</b> | <b>Lecho fluidizado</b> | <b>Flujo arrastrado</b> |
|-----------------------------------------|-------------|--------------------|-------------------------|-------------------------|
| <b>Alimentaciones deseables, %</b>      | 5,1         | 0,0                | 0,0                     | 5,1                     |
| <b>Tamaño de partícula, %</b>           | 2,6         | 1,7                | 0,9                     | 0,0                     |
| <b>Temperatura, %</b>                   | 15,4        | 10,3               | 5,1                     | 0,0                     |
| <b>Tiempo de residencia, %</b>          | 5,1         | 0,0                | 1,7                     | 3,4                     |
| <b>Conversión de carbono, %</b>         | 15,4        | 5,1                | 0,0                     | 10,3                    |
| <b>Demanda de oxidante, %</b>           | 10,3        | 6,8                | 3,4                     | 0,0                     |
| <b>Demanda de vapor, %</b>              | 7,7         | 2,6                | 0,0                     | 5,1                     |
| <b>Desarrollo a nivel industrial, %</b> | 17,9        | 6,0                | 0,0                     | 12,0                    |
| <b>Aplicaciones, %</b>                  | 7,7         | 2,6                | 0,0                     | 5,1                     |
| <b>Costos operativos, %</b>             | 12,8        | 4,3                | 8,5                     | 0,0                     |

En la Tabla N° 7 se muestran los resultados obtenidos de la evaluación de alternativas a través del MDMB, para la generación de esta tabla fueron consideradas en la evaluación las premisas señaladas a continuación:



- Asignación de la más alta puntuación al proceso con mayor desarrollo comercial en la gasificación del coque, en el parámetro de alimentación deseable.
- Procesos de gasificación que manejaban una granulometría particular, menor a 2,4 mm, tuvieron la menor puntuación en el parámetro de evaluación tamaño de partícula, (gasificación flujo arrastrado con  $\frac{0,0\%}{2,6\%}$  ).
- Fueron favorecidos los procesos a bajas temperaturas, por lo que la gasificación flujo arrastrado obtuvo la menor puntuación en temperatura con  $\frac{0,0\%}{15,4\%}$  por operar a las más altas temperaturas.
- Los procesos de gasificación con tiempos de residencia cortos obtuvieron una mayor puntuación en el parámetro evaluación “tiempo de residencia”, que los que no (gasificación lecho móvil con  $\frac{0,0\%}{5,1\%}$  ).
- Alta puntuación a los procesos de alta conversión, con pocas concentraciones de gas metano en el gas de síntesis producto, en relación al parámetro de conversión de carbono (gasificación lecho fluidizado con  $\frac{0,0\%}{15,4\%}$  ).
- La menor puntuación, en el parámetro referido a demanda de oxidante, al proceso con mayor requerimiento de agente oxidante, específicamente oxígeno (gasificación flujo arrastrado con  $\frac{0,0\%}{10,3\%}$  ).
- La más baja puntuación a procesos con mayor requerimiento de vapor como moderador de las reacciones de gasificación (gasificación lecho fluidizado con  $\frac{7,7\%}{10,3\%}$  ).
- Máxima ponderación a los procesos con desarrollo industrializado, con alta capacidad de alimentación de plantas en operación y/o construcción de

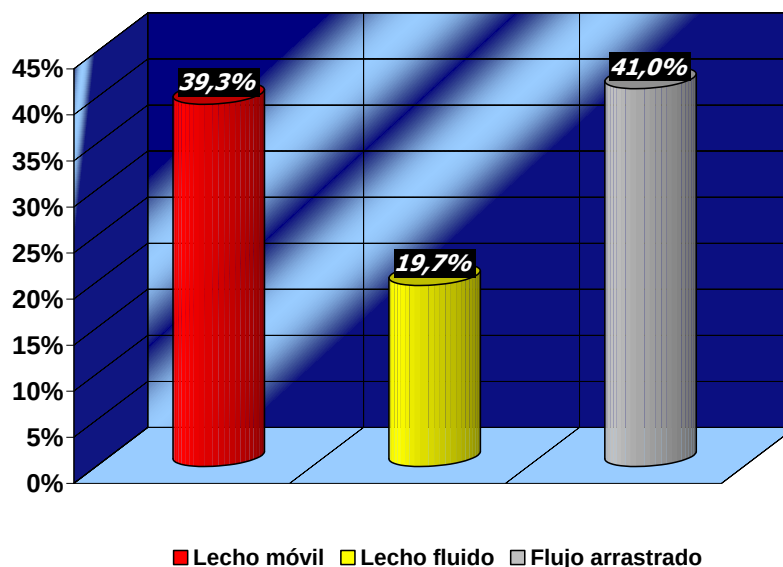
gasificación en relación al factor de evaluación “Desarrollo a nivel industrial”

(gasificación flujo arrastrado con  $\frac{12,0\%}{17,9\%}$ ).

- Distribución de puntuaciones similares entre los procesos con experiencia industrial en plantas IGCC para generación de electricidad, producción de hidrógeno y combustibles sintéticos, en el parámetro de evaluación “Aplicaciones”, a excepción del proceso de gasificación lecho fluidizado con  $\frac{0,0\%}{7,7\%}$  por su menor experiencia en aplicaciones de este tipo.
- Menor puntuación al proceso de gasificación con altos costos de operación (gasificación flujo arrastrado con  $\frac{0,0\%}{12,8\%}$ ).

#### • PROCESO DE GASIFICACIÓN A EMPLEAR

El proceso de gasificación seleccionado para ser empleado en la gasificación del coque de Jose, es el proceso de gasificación flujo arrastrado. Este obtuvo una ponderación de 41,0%, con una diferencia muy próxima al proceso de lecho móvil (39,3%) en la evaluación, como se representa en la Tabla N° 12:



**Figura N° 12.** Selección del proceso de gasificación a emplear (Fuente: Elaboración propia).

El proceso de flujo arrastrado es altamente recomendado para la gasificación del coque, puesto que ofrece una alta conversión y un tiempo de residencia corto con la salvedad de operar a muy altas temperaturas y requerir altas cantidades de agente oxidante. En concordancia con lo establecido por Karp (1998), la gasificación del coque generalmente se realiza en gasificadores de tipo flujo arrastrado, y se descartó en este estudio la posibilidad de trabajar con la gasificación de tipo lecho móvil, a pesar de poseer una alta puntuación, debido principalmente a que con este tipo de proceso no se tiene experiencia comprobada utilizando coque como alimentación y porque no tiene un extenso desarrollo a nivel industrial como los procesos de flujo arrastrado.

#### 4.2.2. MATRIZ DE DECISIÓN: TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN

Las tecnologías empleadas para el estudio fueron: GE-Energy (Texaco), Shell, E-Gas (Destec), Krupp-Koppers (Prenflo-Uhde) y Noell/GSP. A continuación, en la Tabla N° 8 se presentan sus características predominantes de operación:

**Tabla N° 8.** Características de las tecnologías de gasificación flujo arrastrado (**Fuente:** DTI, 1998; EPRI, 2006; Gasification Technologies Council, 2000; Higman et al, 2003 y Treviño, 2001).

| Tecnología    | Temperatura, °C | Presión, bar                                                | Reactor                                                                                                                                                                                                                      | Alimentación | Agente oxidante      |
|---------------|-----------------|-------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|----------------------|
| GE-Energy     | 1.250-1.450     | <i>Para IGCC: 30<br/>Para producción de químicos: 60-70</i> | Cámara de reacción envuelta en paredes de ladrillos refractarios.                                                                                                                                                            | Húmeda       | Vapor/O <sub>2</sub> |
| Shell         | 1.500           | 20-40                                                       | Cámara de gasificación cubierta por una membrana de tubos de acero refrigerados con agua, y protegidos por un recubrimiento refractario.                                                                                     | Seca         | Vapor/O <sub>2</sub> |
| E-Gas         | 1.350-1.400     | 30                                                          | Gasificador de dos etapas. En la parte inferior del gasificador se alimenta el 80% del combustible y la totalidad del O <sub>2</sub> . En la parte superior, el gas producido reacciona con el 20% del combustible restante. | Húmeda       | Vapor/O <sub>2</sub> |
| Krupp-Koppers | 1.200-1.600     | 25                                                          | Similar a la tecnología Shell                                                                                                                                                                                                | Seca         | O <sub>2</sub>       |
| Noell/GSP     | 1.400           | 30-40                                                       | Similar a la tecnología GE-Energy                                                                                                                                                                                            | Húmeda/Seca  | O <sub>2</sub>       |

En relación con la tabla anterior, se puede establecer que todas estas tecnologías operan en un rango de temperaturas similares, destacándose la tecnología Krupp-Koppers que puede llegar a alcanzar temperaturas hasta de 1.600 °C. Igualmente, las presiones de operación por licenciante son análogas, sin embargo la tecnología GE-Energy posee un amplio rango de operabilidad que depende de la orientación de productos destinada por esquema de gasificación.

A diferencia de las demás tecnologías, E-Gas proporciona la gasificación de combustibles en 2 etapas. El tipo de alimentación por tecnología varía de seca a húmeda, e inclusive la tecnología Noell/GSP puede trabajar con ambas alimentaciones. Generalmente, el agente oxidante por excelencia en estas tecnologías es el O<sub>2</sub>.

#### • SELECCIÓN DE PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

Los parámetros potenciales de evaluación para la selección fueron clasificados a través de cinco bloques de información: experiencia, características de proceso, características deseables del combustible y aplicaciones, para cada uno de las tecnologías existentes (Apéndice N° 13). A continuación, los parámetros seleccionados para la evaluación en la matriz de selección de tecnologías son presentados en la Tabla N° 9:

**Tabla N° 9.** Bloques de información y parámetros evaluación para la selección de la tecnología de gasificación flujo arrastrado a emplear (**Fuente:** Elaboración propia).

| <b>Experiencia</b>    | <b>Características de proceso</b>                                                                      | <b>Características deseables del combustible</b> | <b>Aplicaciones</b>            |
|-----------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------|--------------------------------|
| - Estatus comercial.  | - Paredes del reactor.<br>- Enfriamiento del gas.<br>- Sistema de alimentación.<br>- Limpieza del gas. | - Alimentación deseable.                         | - Características distintivas. |
| 1                     | 4                                                                                                      | 1                                                | 1                              |
| Parámetros totales: 7 |                                                                                                        |                                                  |                                |

**• IMPORTANCIA DE PARÁMETROS SELECCIONADOS**

Más a detalle se explica la importancia de los parámetros de evaluación elegidos, a fin de establecer una correlación efectiva parámetro-ponderación para la selección de la tecnología más adecuada para la gasificación del coque de Jose.

**a) ESTATUS COMERCIAL**

En relación a este parámetro el Apéndice N° 14, Apéndice N° 15, Apéndice N° 16 y Apéndice N° 17, muestran localización, alimentación, capacidad de producción, entre otros aspectos, de las plantas de gasificación existentes a nivel mundial con las tecnologías de gasificación flujo arrastrado consideradas. A través de lo anterior se pudo evidenciar que la tecnología Noell/GSP no posee aplicación comercial.

**b) PAREDES DEL REACTOR**

Este factor debió ser tomado en consideración ya que pueden existir gasificadores que poseen un material refractario de sustitución periódica en las paredes de la cámara de reacción, a diferencia de otros que tienen una membrana interior de tubos de acero refrigerados con agua que no requieren la sustitución periódica.

**c) ENFRIAMIENTO DEL GAS**

Básicamente se analizó que los procesos de enfriamiento pueden usar tanto los sistemas de intercambiadores de calor para recuperar la energía térmica y generar vapor o pueden emplear un quench con agua. En tal sentido, Higman et al (2003) y Treviño (2001) explican que primer modo de enfriamiento del gas es más eficiente ya que puede producir vapor de alta temperatura y presión, mientras que el segundo es menos costoso.

**d) SISTEMA DE ALIMENTACIÓN**

Sobre este parámetro fueron estudiados dos sistemas de alimentación en procesos de gasificación, el húmedo y el seco. La alimentación seca supone cierta complejidad de operación (uso de lock hoppers ó recipientes a presión automatizados), pero tiene

importantes ventajas frente a la alimentación húmeda, ya que la eficiencia del proceso de gasificación es superior, puesto que no se pierde calor en evaporar el agua alimentada, como sucede en los sistemas de tipo húmedo.

#### **e) LIMPIEZA DEL GAS**

Para efectos de la evaluación se conocieron dos tipos de sistemas de limpieza, el primero consiste en separar las partículas de ceniza mediante filtración con elementos cerámicos. El segundo caso, es la separación de partículas por lavado con agua. En general, la filtración ofrece una mayor eficacia, eliminando además el consumo de agua y la necesidad de depurarla.

#### **f) ALIMENTACIÓN DESEABLE**

El coque producido en Jose al poseer un bajo contenido de cenizas, humedad, y poca reactividad es ideal para unas tecnologías de gasificación y otras no. En consecuencia, al fijar en la matriz este parámetro de evaluación, se verificó la cantidad de proyectos existentes a escala comercial para la gasificación del coque por tecnología.

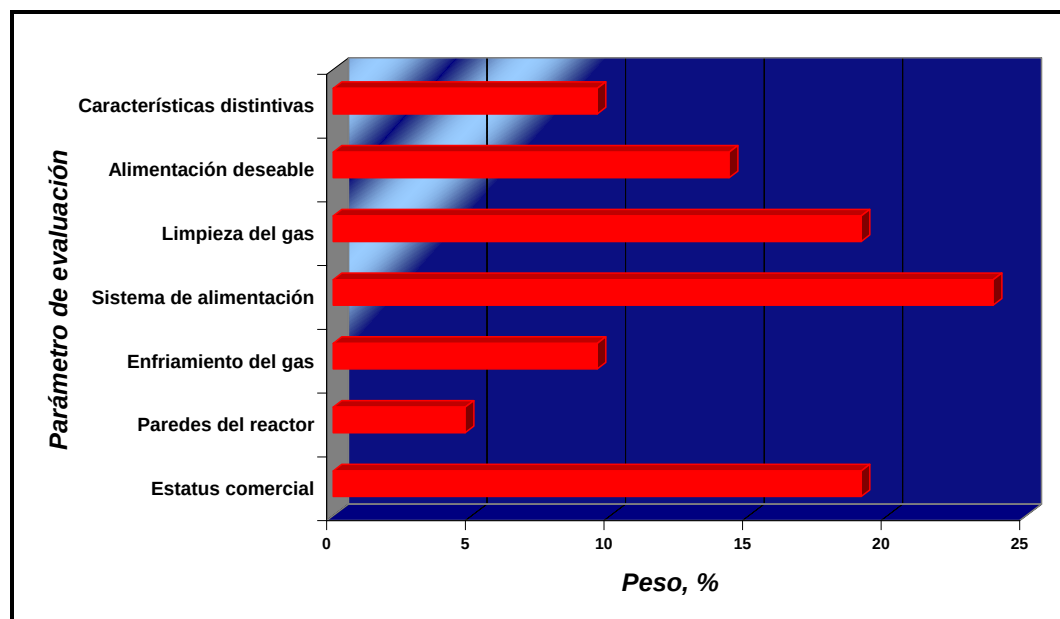
#### **g) CARACTERÍSTICAS DISTINTIVAS**

La importancia de este parámetro de selección consistió en verificar el estatus de operación de las tecnologías estudiadas en configuraciones IGCC debido a la complejidad de la integración para la producción de H<sub>2</sub> e hidrocarburos líquidos.

En este sentido, con las tecnologías GE-Energy y Shell se han desarrollado proyectos comerciales IGCC para la producción de electricidad, vapor e H<sub>2</sub> mientras que la tecnología E-Gas ha desarrollado proyectos IGCC para generación de electricidad y actualmente está implementando proyectos sólo para la producción de hidrocarburos líquidos vía F-T.

### • ASIGNACIÓN DE PESOS POR PARÁMETRO DE EVALUACIÓN

La asignación de pesos por parámetro, fue establecida a través de la comparación uno a uno de cada parámetro de evaluación, presentada en el Apéndice N° 18. La distribución de pesos obtenida se muestra a continuación, en la Figura N° 13:



**Figura N° 13.** Ponderación por parámetro de evaluación en la matriz del MDMB para la selección de la tecnología de gasificación (**Fuente:** Elaboración propia).

Como se puede observar los parámetros de mayor ponderación resultantes fueron: Sistema de alimentación con 23,8%, estatus de la tecnología y limpieza del gas con 19%, y alimentación deseable con 14,3%. Los demás parámetros evaluados poseen un peso inferior al 15%, destacando el parámetro asociado a la configuración de las paredes del reactor por tecnología con la menor ponderación (4,8%).

### • EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS

Una vez establecidos los factores de peso para cada uno de los parámetros, se procedió a evaluar las alternativas de tecnologías de gasificación sometidas a estudio entre sí, a través de su comparación por parámetro de evaluación (Ver Apéndice N° 19). El resultado de dicha evaluación es presentado en la Tabla N° 10.

**Tabla N° 10.** Evaluación de alternativas de tecnologías de gasificación aplicables por parámetros de estudio (**Fuente:** Elaboración propia).

| Parámetro                      | Peso | GE-Energy | Shell | E-Gas (Destec) | Krupp-Koppers (Prenflo) | Noell (BGL) |
|--------------------------------|------|-----------|-------|----------------|-------------------------|-------------|
| Estatus                        | 19,0 | 7,6       | 5,7   | 3,8            | 1,9                     | 0,0         |
| Paredes del reactor, %         | 4,8  | 1,0       | 1,9   | 0,5            | 1,4                     | 0,0         |
| Enfriamiento del gas, %        | 9,5  | 3,8       | 2,9   | 1,9            | 1,0                     | 0,0         |
| Sistema de alimentación, %     | 23,8 | 7,9       | 4,0   | 6,0            | 2,0                     | 4,0         |
| Limpieza del gas, %            | 19,0 | 1,9       | 7,6   | 5,7            | 3,8                     | 0,0         |
| Alimentación deseable, %       | 14,3 | 5,7       | 1,4   | 4,3            | 2,9                     | 0,0         |
| Características distintivas, % | 9,5  | 3,8       | 0,0   | 2,9            | 1,0                     | 1,9         |

En esta tabla, se puede observar que fueron consideradas en la evaluación de las tecnologías de gasificación las premisas especificadas a continuación:

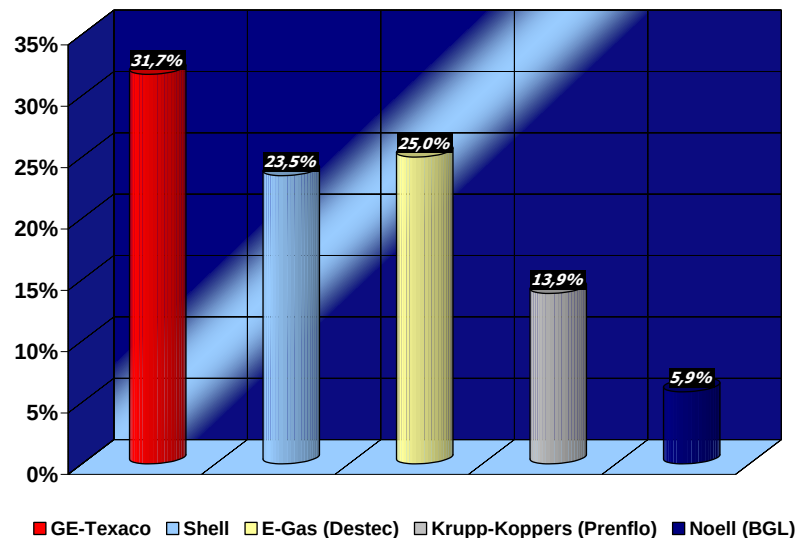
- Asignación de la más alta puntuación al parámetro estatus a la tecnología con mayor experiencia comercial en gasificación de carbón/coque (GE-Energy  $\frac{7,6\%}{19\%}$ ).
- Distribución de puntuación similar para el parámetro de evaluación paredes del reactor entre cada tecnología de gasificación estudiada, a excepción de la tecnología Noell que tuvo 0% de ponderación debido a carecer de experiencia comercial.
- Tecnologías de gasificación versátiles en la sección de enfriamiento del gas de síntesis producto tuvieron la ponderación más alta en relación a este parámetro.
- Se prefirieron las tecnologías de gasificación con sistemas de alimentación húmedos, debido a su facilidad de operación a diferencia de los sistemas de alimentación secos por su complejidad, que pueden generar alta dispersión de cenizas en la planta de gasificación (GE-Energy y E-Gas con las puntuaciones más altas en este parámetro).



- En cuanto a la limpieza del gas de síntesis, fueron distinguidas con las más altas puntuaciones las tecnologías de gasificación que empleaban filtros cerámicos para la separación de partículas por su mayor eficacia.
- Las tecnologías de gasificación GE-Energy y Shell por tener más tiempo operando con coque de petróleo como alimentación, se ponderaron con la mayor puntuación dentro de la evaluación de tecnologías en el parámetro de alimentación deseable.
- Se evaluó la experiencia en la integración IGCC para poligeneración de electricidad, hidrógeno y otros productos de interés por cada tecnología, obteniendo la tecnología GE-Energy la mayor puntuación dentro del parámetro de evaluación “características distintivas” con  $\frac{3,8\%}{9,5\%}$ .

#### • TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN A EMPLEAR

Fue seleccionada la tecnología comercial GE-Energy para ser empleada en la gasificación del coque de Jose, en base a la evaluación de las tecnologías estudiadas a través del MDMB. Esta obtuvo una ponderación de 31,7%, con una diferencia cercana a la tecnología de gasificación E-Gas (25%) en la evaluación, tal como se muestra en la Figura N° 14.



**Figura N° 14.** Selección de la tecnología de gasificación a emplear (**Fuente:** Elaboración propia).

Finalmente, la tecnología comercial GE-Energy se utilizó como modelo a seguir para la elaboración de los DFP's, con sus respectivas condiciones de operación, por cada esquema de proceso para el aprovechamiento del coque, dado que desde el punto de vista técnico resultó ser la más apropiada para el desarrollo de un proyecto de gasificación de coque, en comparación con las demás tecnologías señaladas.

#### 4.3. PLANTEAMIENTO DE ESQUEMAS DE GASIFICACIÓN

Los esquemas propuestos se basan en la unión de seis bloques de proceso dependiendo de los productos generados por esquema de gasificación. Estos bloques de proceso son: unidad de separación de aire (ASU), tecnología de gasificación GE-Energy, acondicionamiento del gas, ciclo combinado (CC), purificación de hidrógeno/PSA y Fischer-Tropsch (F-T) diesel vía Conoco Philips. De acuerdo con la información técnica consultada, y específicamente considerando las características principales de la tecnología GE-Energy para gasificación, los esquemas planteados contaron con las unidades de proceso especificadas a continuación en la Tabla N° 11:

**Tabla N° 11.** Unidades de proceso presentes en cada esquema de gasificación (**Fuente:** Elaboración propia).

| BLOQUES DE PROCESO                                     | UNIDADES DE PROCESO                                                                                                                                                                                                                                                                     |                                                           |                                                                                                               |
|--------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
|                                                        | CASO 1                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CASO 2                                                    | CASO 3                                                                                                        |
| <b>Unidad de separación de aire (ASU)</b>              | - Planta criogénica que produce O <sub>2</sub> al 99,5% de pureza                                                                                                                                                                                                                       |                                                           |                                                                                                               |
| <b>Tecnología de gasificación GE-Energy</b>            | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Sistema de preparación del coque</li> <li>- Reactores de gasificación</li> <li>- Tratamiento del slag</li> <li>- Sección de enfriamiento radiante/convectivo del gas de síntesis crudo</li> <li>- Sistema de remoción de partículas</li> </ul> |                                                           |                                                                                                               |
| <b>Acondicionamiento del gas</b>                       | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Remoción de NH<sub>3</sub></li> <li>- Reactores de conversión CO-SHIFT</li> <li>- Remoción de gases ácidos</li> <li>- Recuperación de azufre</li> </ul>                                                                                        |                                                           |                                                                                                               |
| <b>Ciclo combinado (CC)</b>                            | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Turbinas de vapor</li> <li>- Caldera de recuperación de vapor</li> <li>- Turbinas de gas</li> </ul>                                                                                                                                            |                                                           |                                                                                                               |
| <b>Purificación de hidrógeno/PSA</b>                   | No posee                                                                                                                                                                                                                                                                                | Planta de producción de H <sub>2</sub> al 99,5% de pureza | No posee                                                                                                      |
| <b>Fischer-Tropsch (F-T) diesel vía Conoco-Philips</b> | No posee                                                                                                                                                                                                                                                                                | No posee                                                  | <ul style="list-style-type: none"> <li>- Reactor F-T</li> <li>- Mejoramiento de productos líquidos</li> </ul> |

El conjunto de procesos que se llevan a cabo por esquema de gasificación, se puede resumir en básicamente cuatro etapas: La primera etapa que se lleva a cabo en la ASU, donde se obtiene  $O_2$  al 99,5% v. a partir del aire. La segunda etapa que corresponde a la gasificación del coque para la generación del gas de síntesis crudo con la tecnología seleccionada. Una tercera etapa de acondicionamiento del gas crudo, donde el gas es enfriado, se incrementa la relación  $H_2/CO$ , son removidos particulados con compuestos de  $H_2S$  y  $NH_3$ , y se recupera azufre. Finalmente se tiene el bloque de generación eléctrica a partir de un CC. No obstante, para la producción de  $H_2$  e hidrocarburos líquidos se contó con la adición de los bloques de purificación de  $H_2$  y F-T diesel vía Conoco-Philips por esquema respectivo. Seguidamente se presentan los DBP's por esquema planteado, basados en la tecnología de gasificación GE-Energy, a través de los cuales se pueden visualizar las interrelaciones existentes entre cada bloque de proceso:

### • Caso 1: Coque para producción de energía eléctrica

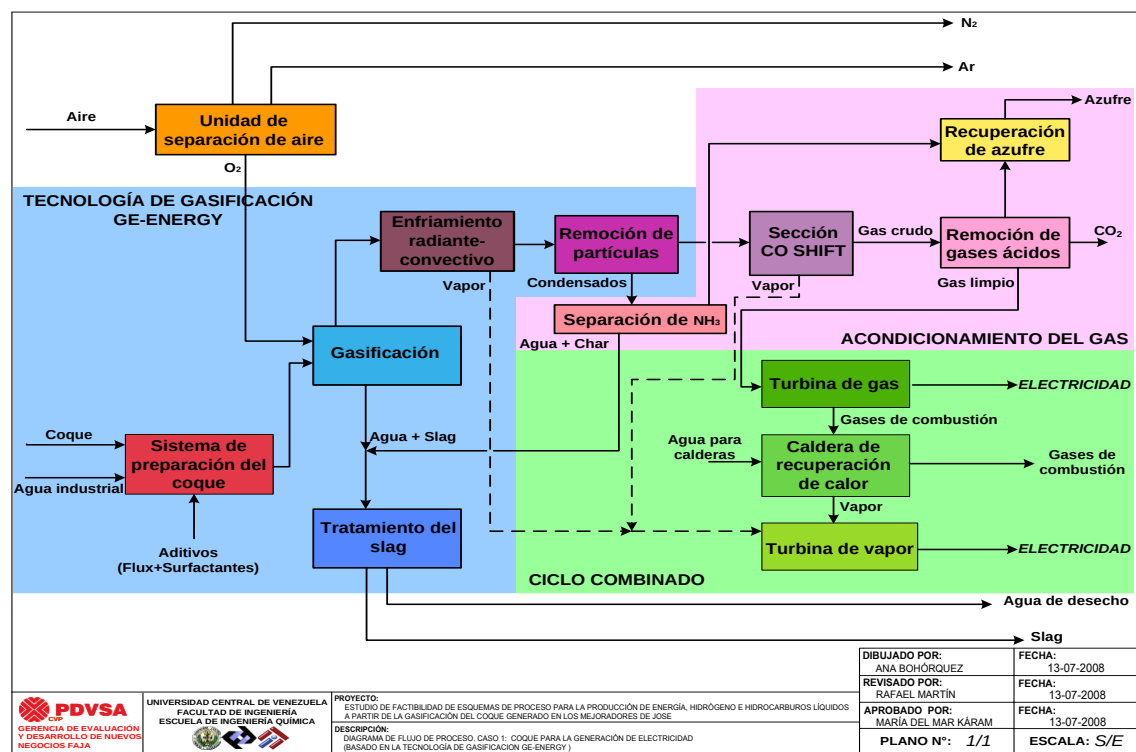
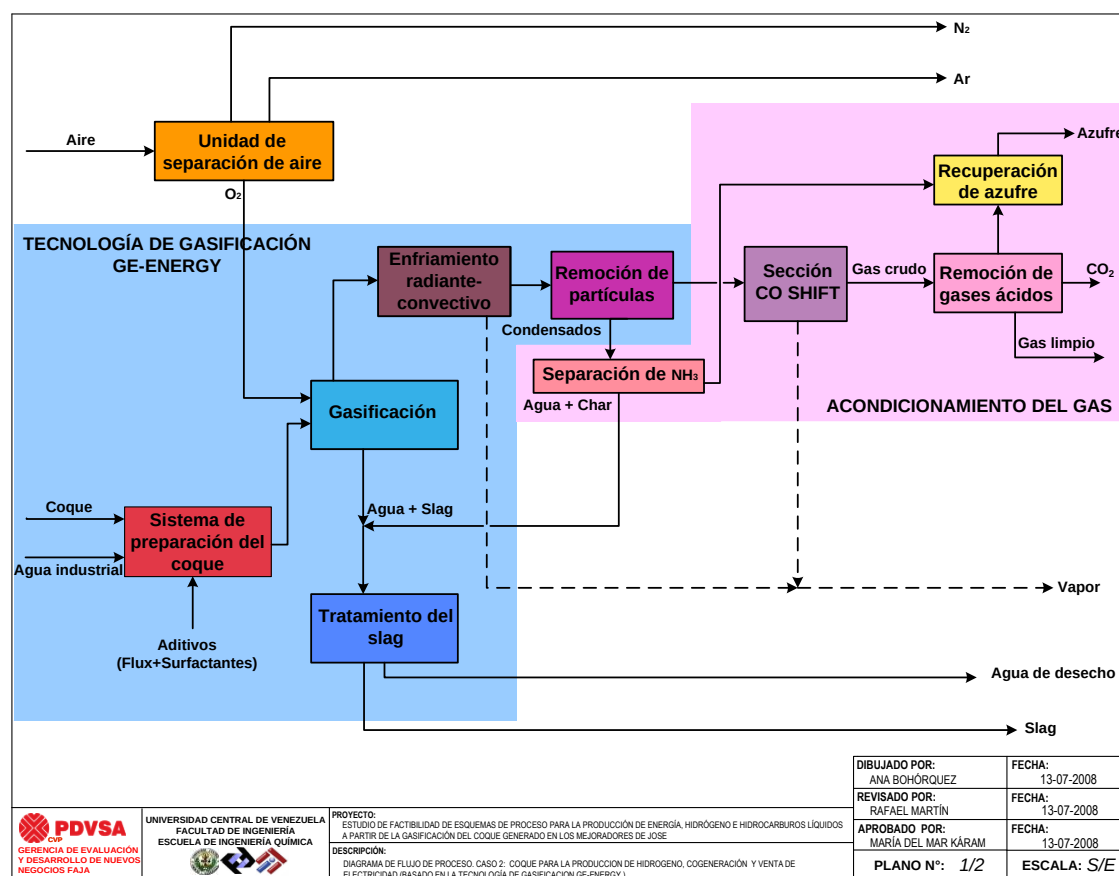


Figura N° 15. Diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 1 (Fuente: Elaboración propia).

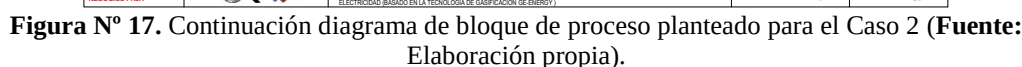
En general se puede establecer que el DBP mostrado en la Figura N° 15 representó el esquema base de evaluación en el estudio de factibilidad realizado en este proyecto. Aquí se muestra la unión de la tecnología de gasificación GE-Energy con un CC para la generación de energía eléctrica. Los esquemas adicionales, poseen la misma configuración con la excepción de que son incorporadas por esquema unidades de producción de  $H_2$  e hidrocarburos líquidos respectivamente.

Básicamente una planta de gasificación es un Complejo Industrial, por lo que requiere ser localizada en un espacio que posea facilidades de servicios industriales, electricidad y agua industrial respectivamente. A continuación se muestran los Casos de evaluación 2 y 3.

#### • Caso 2: Coque para producción de $H_2$ , cogeneración y venta de electricidad

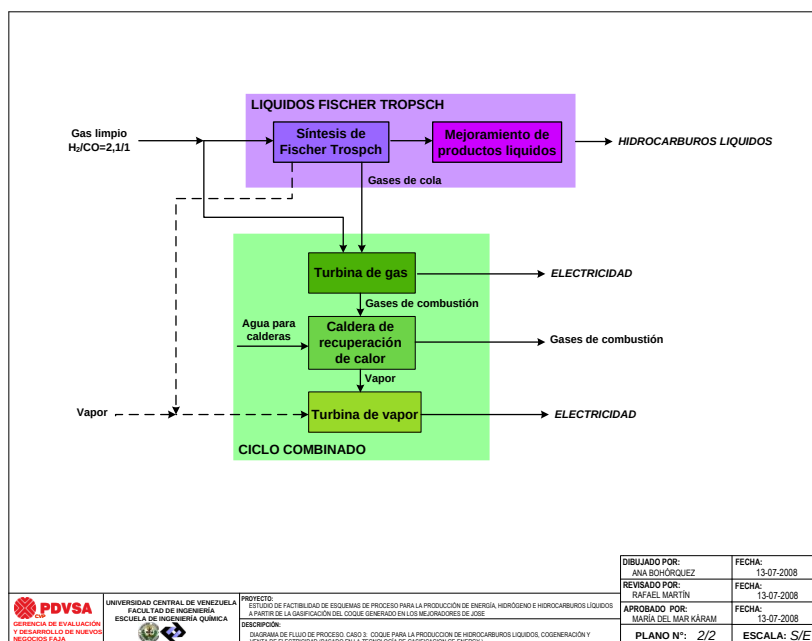


**Figura N° 16.** Diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 2 (**Fuente:** Elaboración propia).



- **Caso 3: Coque para producción de hidrocarburos líquidos a través de la síntesis de Fischer-Tropsch, cogeneración y venta de electricidad**





**Figura N° 19.** Continuación diagrama de bloque de proceso planteado para el Caso 3 (Fuente: Elaboración propia).

Al seleccionar la tecnología de gasificación y definir los esquemas de aprovechamiento del coque se identificaron en su totalidad y de forma inmediata los subproductos generados a partir de la gasificación del coque (Ar, N<sub>2</sub>, S, vapor, slag y CO<sub>2</sub>).

#### 4.4.EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE ESQUEMAS

Siguiendo los procedimientos y criterios expresados dentro de los manuales de PDVSA, se llevó a cabo la evaluación técnica-económica de los esquemas de gasificación planteados con la tecnología GE-Energy. A continuación se muestran cada una de las evaluaciones realizadas.

##### 4.4.1. EVALUACIÓN TÉCNICA

Las bases y criterios que conforman la evaluación técnica de este proyecto se detallan a continuación:

##### a) UBICACIÓN DEL COMPLEJO DE GASIFICACIÓN

En el planteamiento de dichos esquemas, se consideró el caso de una instalación única de conversión de coque ubicada en Jose, puesto que en Jose se tienen todas las

facilidades industriales para el desarrollo de un proyecto de gasificación. A través, de las visitas realizadas a los Mejoradores de la FPO, se pudo constatar la disponibilidad de una parcela para construcción, totalmente intervenida y preparada para el desarrollo industrial. Según Brechtel Corporation, Global Energy Inc. y Nexant Inc. (2003) este tipo de esquemas de proceso a partir de la gasificación del coque suelen ocupar áreas entre 22-44 hectáreas para alimentaciones de coque entre 2.000-4.000 ton/día aproximadamente.

#### **b) DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS POR ESQUEMA DE GASIFICACIÓN**

El factor de servicio seleccionado para este complejo es de 80% (7.008 horas de operación anuales), siendo un parámetro conservador entre la información técnica destacada por Jaeger (2008). Según indicadores de referencia de la tecnología GE-Energy en un IGCC, la relación  $\frac{kW}{ton_{coque}}$  es igual a 123 (PDVSA-INTEVEP, 1993). En

este sentido, para generar el requerimiento de electricidad de los mejoradores de Jose (188 MW), bastaría con procesar 1.500 ton/día de coque aproximadamente; sin tomar el requerimiento de electricidad adicional por esquema de gasificación. En consecuencia, por esquema evaluado se fijó una capacidad de alimentación de coque de 4.314 ton/día aproximadamente, la cual genera por esquema la distribución de productos mostrada a continuación en la Tabla N° 12:

**Tabla N° 12.** Capacidades de alimentación de coque y productos por esquema de gasificación evaluado (**Fuente:** Elaboración propia).

| ALTERNATIVA   | Alimentación de coque, ton/día | Número de gasificadores requeridos | Producción electricidad, MW | Producción de H <sub>2</sub> (99,99 % v), MMSCFD | Producción total de hidrocarburos líquidos, bbl/día |
|---------------|--------------------------------|------------------------------------|-----------------------------|--------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|
| <b>Caso 1</b> | 4.314                          | 2                                  | *534                        | 0                                                | 0                                                   |
| <b>Caso 2</b> | 4.314                          | 2                                  | *267                        | 68                                               | 0                                                   |
| <b>Caso 3</b> | 4.314                          | 2                                  | *267                        | 0                                                | 5.537                                               |

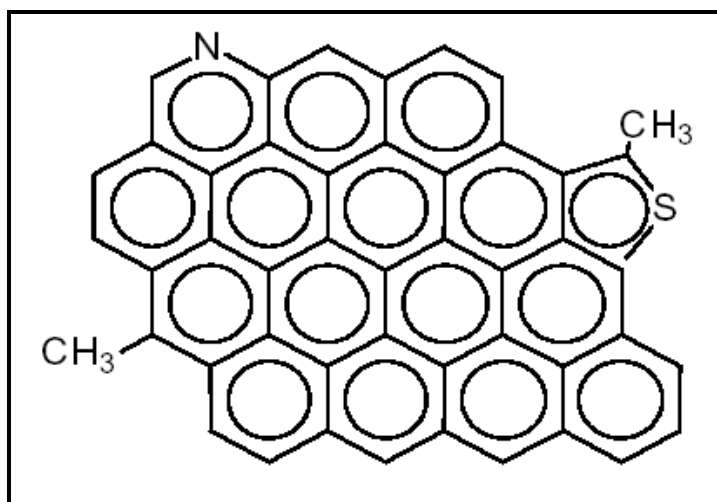
\*Puede variar ligeramente.

Debido a que aún no existe economía de escala para bloques de gasificación con la finalidad de gasificar todo el coque generado en los mejoradores de Jose (16.000 ton/día), por reactor se gasificarán 2.300 ton/día de coque (a la capacidad máxima),

ya que en la actualidad la tecnología de gasificación seleccionada para el estudio procesa sólo hasta 2.300 ton/día de combustible sólido por gasificador (Referencia tomada del Proyecto Polk County IGCC, desarrollado por GE-Energy, 1996).

### c) CONDICIONES DE OPERACIÓN ÓPTIMAS EN EL GASIFICADOR

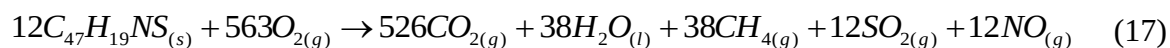
El análisis se planteó tomando una molécula representativa del coque retardado de E y P Cabrutica  $(CH_3)_2[C_{45}H_{13}]NS$ . Dicha molécula fue definida en estado gaseoso, a partir de los datos de caracterización del coque de E y P Cabrutica, en el Trabajo Especial de Grado titulado “Desarrollo de un modelo cinético para la gasificación del coque con vapor usando una molécula representativa de coque venezolano”(Patete, 2005), y es señalada en su forma estructural a continuación (Figura N° 20):



**Figura N° 20.** Molécula representativa del coque retardado de E y P Cabrutica (**Fuente:** Patete, 2005).

### • VALIDEZ DE LA MOLÉCULA DE COQUE MODELO

Se comprobó la validez de dicha molécula a través del cálculo de su calor de combustión (véase la ecuación (17)):



En este sentido, el valor obtenido se comprobó con los datos de caracterización del coque de E y P Cabrutica empleados para la definición de la molécula modelo de coque que reportaban un poder calorífico superior (HHV, por su siglas en inglés) de



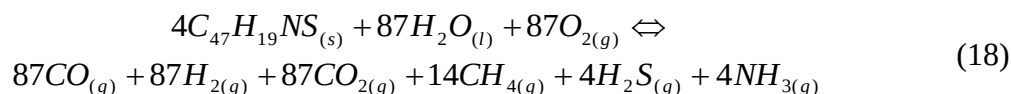
$8.487 \frac{kcal}{kg}$  (As received), y el valor que se obtuvo al calcular el calor de combustión

para la molécula propuesta  $((CH_3)_2[C_{45}H_{13}]NS)$  fue de  $8.416 \frac{kcal}{kg}$ ; observándose

una desviación del 0,84% entre ambos valores. Con lo cual se establece que la molécula gaseosa de coque retardado planteada por Patete (2005) es una aproximación confiable para una molécula de coque de E y P Cabrutica en estado sólido, por lo que no hizo falta realizar una corrección de las propiedades termoquímicas de la molécula de coque de E y P Cabrutica de estado gaseoso a estado sólido.

#### • ECUACIÓN GENERAL DE GASIFICACIÓN

La ecuación principal del proceso de gasificación del coque retardado venezolano planteada para el balance de masa en los reactores de gasificación por esquema fue:



En esta ecuación no se contempló la formación de especies como: COS, HCN, NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> en el gas de síntesis; esto se consideró, ya que el N y S son componentes minoritarios de la molécula de coque modelo, y además porque las condiciones de operación de un reactor de gasificación GE-Energy no facilita la formación de dichas especies.

#### • CONDICIONES DE OPERACIÓN EVALUADAS

Entre el amplio rango de condiciones de operación para gasificadores GE-Energy, existe una condición ideal de presión y temperatura, que depende de las características de la alimentación, sistema de alimentación y tipo de oxidante, para producir un gas de síntesis con una elevada composición de H<sub>2</sub> y alto poder calorífico favorable para la producción de electricidad, hidrógeno e hidrocarburos líquidos.

Básicamente, se evaluó la reacción general de gasificación propuesta con una carga de 2.157 ton/día de coque, a las condiciones de operación específicas de la tecnología GE-Energy, con  $O_2$  como agente oxidante, y también relaciones agua/sólidos y  $O_2$ /Coque en peso dentro del rango reportado en la literatura técnica, tal como se señala en la Tabla N° 13:

**Tabla N° 13.** Condiciones de operación evaluadas para la gasificación del coque de Jose (**Fuente:** Elaboración propia).

| Temperatura<br>°C | Presión<br>bar | Relación $H_2O$ /Sólidos | Relación<br>$O_2$ /Coque |     |     |     |     |     |
|-------------------|----------------|--------------------------|--------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| 1.250             | 30             | 0,60                     | 1,0                      | 1,1 | 1,2 | 1,3 | 1,4 | 1,5 |
|                   |                | 0,62                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,64                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   | 70             | 0,66                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,68                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,70                     |                          |     |     |     |     |     |
| 1.350             | 30             | 0,60                     | 1,0                      | 1,1 | 1,2 | 1,3 | 1,4 | 1,5 |
|                   |                | 0,62                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,64                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   | 70             | 0,66                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,68                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,70                     |                          |     |     |     |     |     |
| 1.450             | 30             | 0,60                     | 1,0                      | 1,1 | 1,2 | 1,3 | 1,4 | 1,5 |
|                   |                | 0,62                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,64                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   | 70             | 0,66                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,68                     |                          |     |     |     |     |     |
|                   |                | 0,70                     |                          |     |     |     |     |     |

Como fue señalada en la metodología de esta investigación, esta evaluación se realizó a través del método de la energía libre de Gibbs con el programa de cálculos termodinámicos QBThermV3.D<sup>®</sup>. La energía libre de Gibbs es una de las propiedades que predice la espontaneidad de una reacción a temperatura y presión constante, es decir, pronostica que tan factible va a ser dicha reacción a una presión y temperatura determinada y es necesaria para determinar las composiciones de equilibrio en un reactor de gasificación (Rojas, 2004).

### ✓ Temperatura y presión de operación óptima

De las temperaturas evaluadas, se observó que a 1.450°C se genera un syngas con alto contenido de  $H_2$  y  $CO$ , a diferencia de trabajar a 1.250°C y 1.350°C; ya que disminuye considerablemente el contenido de componentes minoritarios en el syngas ( $NH_3$ ,  $H_2S$ ,  $H_2O$  y coque). En la Tabla N° 14 se muestra la variación en la composición del gas de síntesis a 1.450°C, para las presiones de estudio y las relaciones  $H_2O$ /sólidos y  $O_2$ /Coque límites en la tecnología de gasificación.

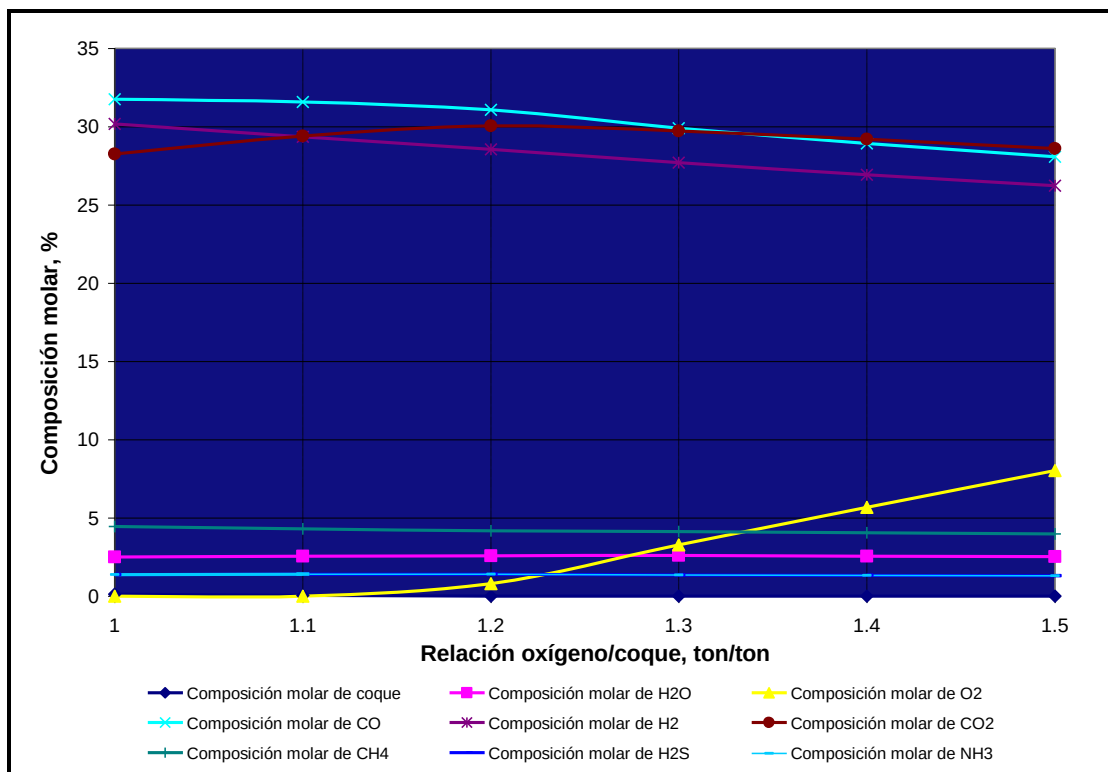
**Tabla N° 14.** Variación de la composición del syngas a 1.450°C con 30 bar y 70 bar respectivamente (Fuente: Elaboración propia).

| COMPOSICIÓN,<br>% MOLAR                               | 30 bar |       |        |       | 70 bar |       |        |       |
|-------------------------------------------------------|--------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|-------|
|                                                       | $H_2$  | $CO$  | $CO_2$ | Otros | $H_2$  | $CO$  | $CO_2$ | Otros |
| A las relaciones agua/sólidos=0,60 y $O_2$ /Coque=1   | 30,18  | 31,76 | 28,25  | 9,81  | 29,80  | 31,52 | 28,45  | 10,23 |
| A las relaciones agua/sólidos=0,70 y $O_2$ /Coque=1   | 29,02  | 30,20 | 26,95  | 13,83 | 28,45  | 29,95 | 27,05  | 14,55 |
| A las relaciones agua/sólidos=0,60 y $O_2$ /Coque=1,5 | 26,22  | 28,09 | 28,60  | 17,09 | 26,06  | 28,01 | 28,72  | 17,21 |
| A las relaciones agua/sólidos=0,70 y $O_2$ /Coque=1,5 | 25,01  | 26,87 | 27,36  | 20,76 | 24,77  | 26,83 | 27,48  | 20,92 |

A través de esta tabla se evidenció, que a medida que la relación agua/sólidos aumenta de 0,60 a 0,70 a una relación  $O_2$ /Coque constante e igual a 1, ocurre una disminución del contenido de  $H_2$  en la composición del syngas de 30,18% mol a 29,02% mol para 30 bar.

A las mismas condiciones, pero sólo aumentando la presión a 70 bar, la composición de  $H_2$  se hace menor a la reportada a 30 bar. Por su parte, el contenido de  $CO$  se hace mayor a 30 bar que a 70 bar, pero disminuye cuando se incrementan las relaciones agua/sólidos y  $O_2$ /Coque. Cuando se incrementa la relación  $O_2$ /Coque y agua/sólidos el contenido de componentes minoritarios en el syngas también aumenta considerablemente, más específicamente a 70 bar.

Como la composición mayoritaria de  $H_2$  y  $CO$  fue alcanzada a 30 bar con la relación agua/sólidos=0,60, a continuación se presenta una gráfica de estudio a estas condiciones (Figura N° 21):



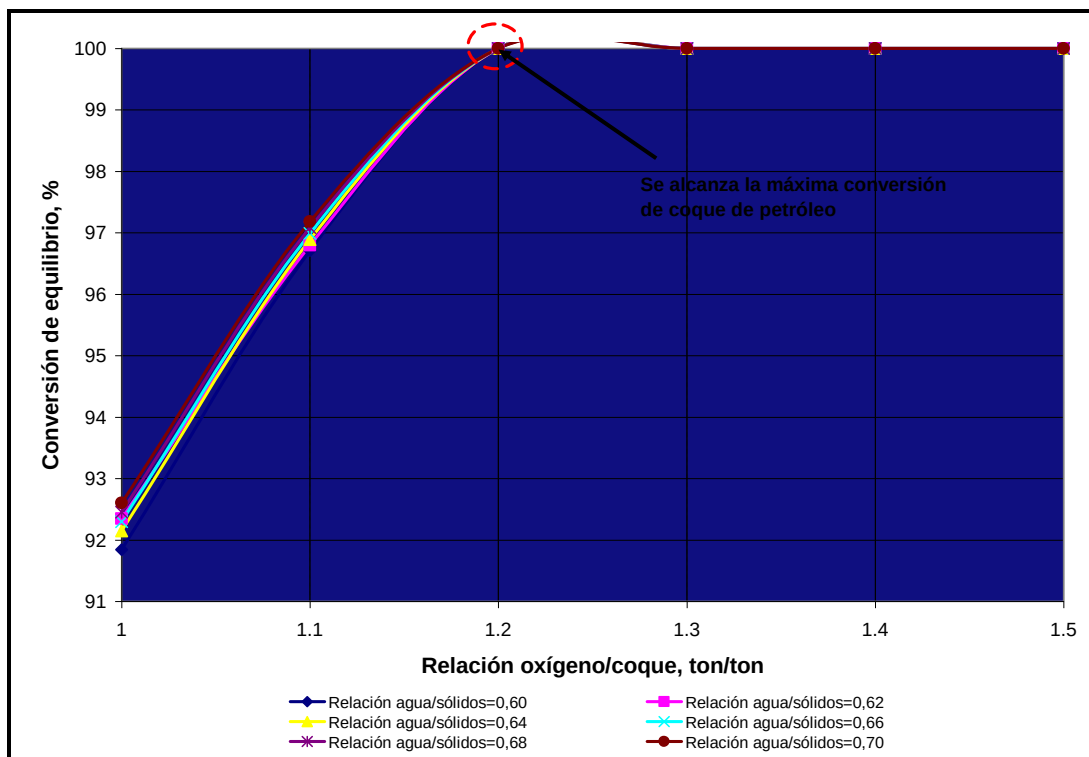
**Figura N° 21.** Composición de especies representativas en el syngas a 1.450 °C y 30 bar, para una relación agua/sólidos=0,60 (Fuente: Elaboración propia).

A través de la gráfica anterior, se detalló que a relaciones  $O_2$ /Coque menores que 1,1 la concentración de  $H_2$  es mayor a la de  $CO_2$ , lo cual es favorable; pero cuando esta relación es próxima a 1,1 ambas concentraciones coinciden y luego se incrementa la composición de  $CO_2$  con respecto a la de  $H_2$  hasta alcanzar un valor máximo para luego ligeramente reducirse.

También se pudo observar, que a relaciones  $O_2$ /Coque entre 1 y 1,3 la composición de  $CO$  se hace mayor a la de  $CO_2$  y  $H_2$ , y a partir de la relación  $O_2$ /Coque=1,1 la composición de  $O_2$  en el syngas producto se incrementa desde cero, porque empieza a estar en exceso.

### ✓ Relación $O_2$ /Coque óptima

La cantidad de  $O_2$  requerida para la gasificación de una carga de 2.157 ton/día por gasificador, fue tal que pudo lograr la máxima conversión de coque con la menor cantidad de oxidante, específicamente a una relación  $O_2$ /Coque=1,2, tal como se presenta a continuación en la Figura N° 22:



**Figura N° 22.** Conversión de coque para las relaciones agua/sólidos y  $O_2$ /Coque en estudio a 1.450 °C y 30 bar (**Fuente:** Elaboración propia).

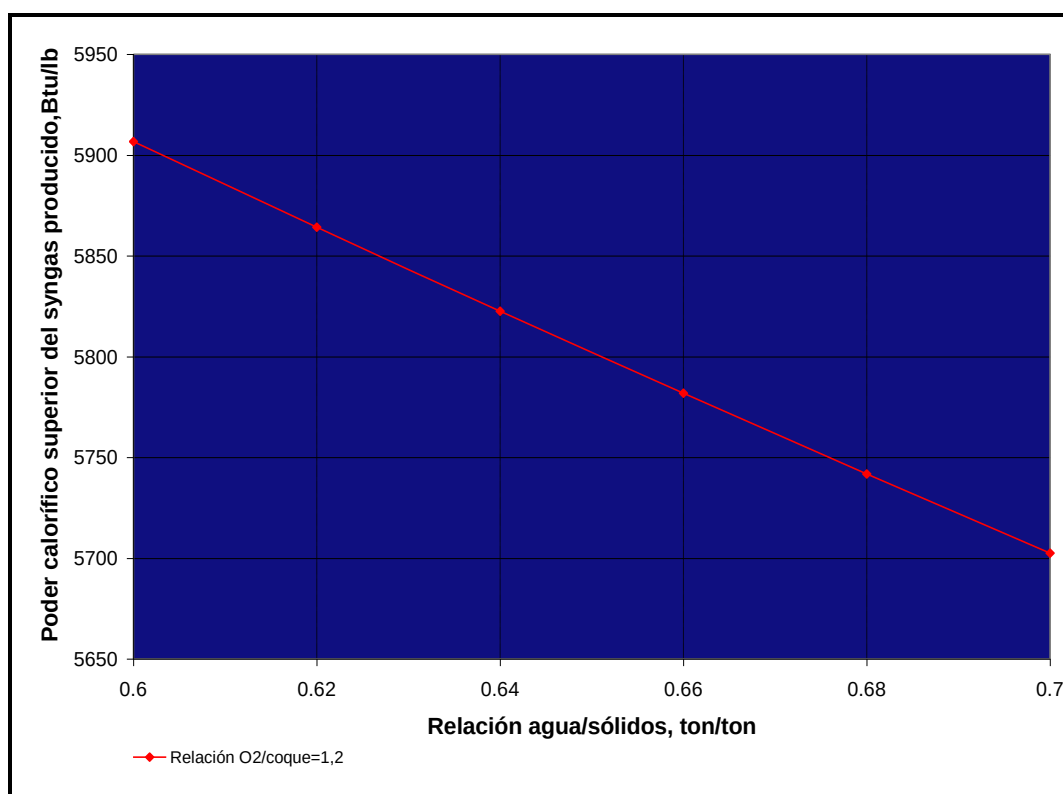
De aquí, se pudo observar que la mayor conversión de coque es alcanzada con una relación  $O_2$ /Coque = 1,2 (99,99%), y si fuese empleada una relación  $O_2$ /Coque = 1,1 esta conversión disminuiría a aproximadamente 97% para cualquier relación agua/sólidos. Cabe destacar, que a medida que aumenta la relación agua/sólidos se alcanza más rápido a la conversión de equilibrio.

### ✓ Relación agua/sólidos óptima

Para la selección más favorable de este radio de alimentación, se relacionó el mismo con la capacidad calorífica del syngas producto. En este sentido, el máximo poder

calorífico del gas a la salida del gasificador se alcanzó a la menor relación agua/sólidos (0,60) con un radio  $O_2/Coque = 1,2$  y fue de 5.906,66 Btu/lb.

Al aumentar la relación agua/sólidos en el estudio, se verificó que disminuye significativamente el poder calorífico del syngas, en una proporción lineal, hasta alcanzar aproximadamente los 5.708,67 Btu/lb. Cabe destacar, que las variaciones de presión (30 bar a 70 bar) no influyen notoriamente en el poder calorífico del syngas producto. A continuación, la Figura N° 23 muestra la variación del poder calorífico del syngas con respecto a la relación agua/sólidos.



**Figura N° 23.** Poder calorífico del syngas gas a 1.250 C y 30 bar con una relación agua/coque=1,2  
(Fuente: Elaboración propia).

De lo anterior, resulta lógico que el poder calorífico de un combustible no depende de la presión (Se calcula a través de una presión y temperatura de referencia), sino del aporte calorífico de los componentes del gas; por ello a medida que aumenta el contenido de agua en la alimentación, más contenido de agua concentrará el syngas

producto y como el agua tiene un bajo poder calorífico asociado, el poder calorífico del gas a la salida del gasificador disminuirá.

#### • CONDICIONES DE GASIFICACIÓN DEL COQUE DE JOSE

De los resultados anteriores, se pudo establecer que a elevadas temperaturas, disminuyen las concentraciones de  $H_2O$  y  $CO_2$ , mientras que aumentan las de  $CO$  y  $H_2$ . En cambio, al aumentar la presión, disminuyen las concentraciones de  $CO$  y  $H_2$ , aumenta la de  $H_2O$ , y apenas varía la de  $CO_2$ .

De allí, las condiciones óptimas de operación en un gasificador con tecnología GE-Energy para la gasificación del coque de Jose, se aproximan a las evaluadas anteriormente y son mostradas en la Tabla N° 15:

**Tabla N° 15.** Condiciones de operación del reactor de gasificación para coque GE-Energy (**Fuente:** Elaboración propia).

| CONDICIÓN DE OPERACIÓN      | VALOR |
|-----------------------------|-------|
| Temperatura, °C             | 1.450 |
| Presión, bar                | 30    |
| Relación $O_2$ /Coque, adim | 1,2   |
| Relación agua/sólidos, adim | 0,60  |

A través de este estudio se establece que el coque de Jose debe ser gasificado a altas temperaturas para asegurar una conversión de carbono del 99,9%, mientras que la presión requerida debe ser moderada para la producción de electricidad en esquemas IGCC. También dicha gasificación requiere grandes cantidades de  $O_2$  como agente oxidante, por lo que es necesaria la colocación de una planta de separación de aire por esquema de gasificación, como fue realizado en los DBP's por esquema.

#### d) BALANCE DE MASA EN EL GASIFICADOR DE COQUE

El syngas crudo generado en un reactor de gasificación con una alimentación de 4.314 ton/día a las condiciones de operación óptimas se muestra seguidamente en la Tabla N° 16:

**Tabla N° 16.** Syngas crudo producido a las condiciones de operación óptimas para el reactor de gasificación de coque GE-Energy (**Fuente:** Elaboración propia).

| COMPONENTE                         | PM     | ton/día  | mol/día        | % molar |
|------------------------------------|--------|----------|----------------|---------|
| C <sub>47</sub> H <sub>19</sub> NS | 629,75 | 0,00     | 0,00           | 0,00    |
| H <sub>2</sub> O                   | 18,02  | 225,64   | 12.525.101,53  | 2,58    |
| O <sub>2</sub>                     | 32,00  | 125,77   | 3.930.543,49   | 0,81    |
| CO                                 | 28,01  | 4.212,90 | 150.403.937,53 | 30,99   |
| H <sub>2</sub>                     | 2,02   | 278,55   | 138.174.115,85 | 28,47   |
| CO <sub>2</sub>                    | 44,01  | 6.399,92 | 145.419.877,36 | 29,97   |
| CH <sub>4</sub>                    | 16,04  | 324,10   | 20.202.108,39  | 4,16    |
| H <sub>2</sub> S                   | 34,08  | 229,15   | 6.723.957,85   | 1,39    |
| NH <sub>3</sub>                    | 17,03  | 114,51   | 6.723.957,85   | 1,39    |
| N <sub>2</sub>                     | 40,00  | 31,93    | 1.140.399,86   | 0,24    |
| *Cenizas volantes                  | 629,75 | 5,50     | 8.732,05       | 0,002   |
| TOTAL                              | -      | 11.948,0 | 485.252.731,7  | 100,00  |

\*Las cenizas volantes (Fly dust) son una mezcla de trazas de coque que no reaccionaron y las cenizas presentes en el coque.

La distribución de composiciones anterior genera un syngas crudo con un poder calorífico de 5.907 Btu/lb aproximadamente. Se observa que la relación H<sub>2</sub>/CO es baja de 0,92 y el gas crudo posee además un alto contenido de CO<sub>2</sub>. En secciones de proceso aguas abajo de los reactores de gasificación, este gas fue depurado aumentando su concentración de H<sub>2</sub>, disminuyendo las concentraciones de CO y CO<sub>2</sub>, y por consiguiente aumentando su poder calorífico, para ser empleado en los diferentes esquemas de proceso evaluados en esta investigación.

#### e) SELECCIÓN DEL MODO DE ENFRIAMIENTO DEL GAS DE SÍNTESIS

En este punto es importante destacar que la tecnología GE-Energy ofrecía dos modalidades de enfriamiento y recuperación de cenizas fundidas del gas producido: El gasificador modo “quench” (enfriamiento súbito) y el gasificador con la configuración con enfriamiento radiante/convectivo para la generación de vapor (ver Apéndice N° 20 y Apéndice N° 21). El modo “quench” era el modo de operación más sencillo y generalmente es seleccionado para la producción de una mezcla de gas



de síntesis-agua para ser empleada en la producción de  $H_2$ , metanol y amoníaco, donde un alto contenido de vapor es requerido para maximizar el desplazamiento de CO a  $H_2$ . Sin embargo, según Knudsen (2007) el uso de la configuración con enfriamiento radiante/convectivo favorece la producción de vapor a alta presión incrementando la eficiencia global de conversión de energía, pero a mayor capital y gastos operativos.

Para efectos de este Trabajo Especial de Grado, se empleó un gasificador de tipo radiante/convectivo, en primer lugar debido a que el modo quench es la opción preferida para carbón como alimentación (Rezaiyan et al, 2005) y en segundo lugar, a que proporciona la más alta eficiencia térmica para generación de electricidad. Con ello, se garantiza a nivel técnico el uso de un gasificador GE-Energy adecuado a los requerimientos de alimentación de coque, con la salvedad de incrementar los costos de inversión de los esquemas a evaluar en el estudio económico.

#### **f) DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO POR ESQUEMA Y BALANCE DE MASA GENERAL**

En el Apéndice N° 22 y Apéndice N° 23, se presentan los DFP's, y el balance de masa desarrollado para el Caso 1. Este esquema fue considerado como el caso base de evaluación, puesto que sólo genera electricidad a partir del coque empleando la tecnología de gasificación GE-Energy. Para la generación de electricidad a través de ciclos combinados fueron adaptadas las condiciones de operación especificadas en proyectos de cogeneración de electricidad elaborados por SRI Consulting.

Para el Caso 2, el diagrama de flujo de proceso es similar al Caso 1, pero se cuenta con una unidad de producción de  $H_2$ , que procesa la mitad del flujo másico de gas de síntesis limpio que se genera luego de las etapas de gasificación, y enfriamiento y limpieza del gas crudo; mientras que, el flujo másico restante es empleado para la generación de electricidad. Más en detalle, se presentan en el Apéndice N° 24 y en el

Apéndice N° 25 los DFP's y balances de masa asociados a este esquema de proceso. La producción de  $H_2$  se basó en la purificación de  $H_2$  con la tecnología PSA.

Con respecto al Caso 3, la base de evaluación es igualmente similar al Caso 1 con la variante de que la mitad del flujo másico de gas limpio generado se emplea para la producción de diesel F-T, y la otra parte es empleada para generación eléctrica igual que en el Caso 2. La generación de diesel a partir del proceso F-T fue desarrollada técnicamente a través de la tecnología Conoco-Phillips detallada en el informe técnico "Gas to liquid update", consultado en el programa de reportes económicos N° 247A (Año 2006) de SRI Consulting. En la sección de Apéndices, el Apéndice N° 26 muestra los DFP's de este esquema, y el Apéndice N° 27 su respectivo balance de masa.

A continuación se describen las premisas consideradas para la formulación y desarrollo técnico de cada esquema planteado:

- Como aditivos a la mezcla agua-coque de alimentación, se incorporaron caliza y surfactantes, en las proporciones sugeridas por Uday et al (1997) en su estudio para la gasificación del coque.
- Se asumió que el 100% de la caliza, el 100% de los surfactantes, y el 95% de las cenizas en el coque son los componentes del slag despojado del fondo del gasificador.
- Se supuso que el gas de síntesis crudo a la salida del gasificador posee cenizas volantes constituidas por: 5% de cenizas del coque y trazas de coque que no reaccionaron. Para efectos de cálculo el peso molecular considerado para estas cenizas volantes fue igual al peso del coque (629,95 gm/mol).
- Para la sección de preparación del coque se emplearon simultáneamente los molinos de martillo y barra, dado que con estos el coque alcanza de forma eficiente el tamaño de partícula requerido por la tecnología GE-Energy (EPA, 1995).
- Se utilizó un diseño de planta criogénica desarrollado por Barron (1985), que reduce al mínimo el costo de compresión del aire en la unidad, el cual fue escalado a los requerimientos de  $O_2$  por esquema de gasificación.

- La sección de gasificación GE-Energy de cada esquema fue adaptada técnicamente en lo posible a los complejos de gasificación desarrollados por Knudsen (2007) y NETL (2000) con la tecnología GE-Energy.
- La relación  $H_2/CO$  del gas de síntesis fue establecida en 2, debido a que genera un gas de alto contenido calórico con especificaciones cercanas a la producción de diesel vía F-T, y producción de  $H_2$ .
- No se consideró la formación de  $NO_x$  en la combustión del gas limpio, según lo establecido por Villaflor et al (2008), que señala que el  $N_2$  contenido en el gas de síntesis limpio se comporta como inerte en el proceso de combustión, ya que la formación de  $NO_x$  no afecta la cantidad de aire necesario para la combustión ni la cantidad de gases de combustión producidos.
- Se asumió para el Caso 2 una eficiencia de separación de  $H_2$  de 85% mol (Chiesa et al, 2005).

Empleando como herramienta los DFP's elaborados, cada uno de los bloques de proceso involucrados por esquema se describen a continuación de manera detallada y por orden de aparición:

✓ ***Sistema de preparación del coque (DFP 1 para todos los esquemas planteados)***

En esta sección de procesamiento inicial el coque es depositado desde los patios de almacenamiento de los Complejos Mejoradores de Jose hacia la tolva B-102, para luego ser transportado por el conjunto de cintas X-101, X-102 y X-103 hacia el molino de martillos A-101, donde es también mezclado con la caliza almacenada en la tolva B-101, y posteriormente triturado hasta alcanzar un tamaño de partícula cercano a los 2,4 mm.

La caliza es adicionada previamente al proceso de gasificación, ya que actúa como catalizador para la disminución de las temperaturas de reblandecimiento y fusión de las cenizas del coque dentro del reactor R-401. Seguidamente el coque triturado es enviado a través de las cintas X-104, X-105 al molino de barras A-102 para una

segunda etapa de trituración, a fin de garantizar que todo el particulado alcance un tamaño menor o igual a 2,4 mm. El coque pulverizado es mezclado con agua a continuación en el tanque de mezclado MD-101 para su transporte a una relación agua/coque=0,6. A esta suspensión coque-agua resultante también son agregados surfactantes para su estabilización y posterior bombeo para alimentar la zona de reacción, a través de quemadores situados en el tope del gasificador con tecnología GE-Energy (R-401).

✓ ***Unidad de separación de aire (DFP's 2 y 3 para todos los esquemas planteados)***

En esta unidad a partir del aire se genera el O<sub>2</sub> requerido para la gasificación de la alimentación de coque a través de un sistema Linde de dos columnas (C-201 y C-202).

Inicialmente, el compresor centrífugo de dos etapas con interenfriamiento K-201, es usado para comprimir el aire a 9,1 bar. El aire luego se enfría aún más hasta -166 °C en los intercambiadores E-202 y E-203. Seguidamente el aire comprimido es enviado a la C-201 para iniciar el proceso de separación. El producto de alta calidad, corriente 29, es despresurizado hasta alcanzar 1 bar, y luego alimentado a la parte superior de la columna de vapor, C-202. El fondo, corriente 27, es también despresurizado hasta 1 bar y posteriormente también enviado a la columna C-202. El producto de C-202 (corriente 32) que contiene 99,3% v. de N<sub>2</sub>, se envía al intercambiador E-201, donde es utilizado como refrigerante para la interetapa de enfriamiento del tren de compresión de aire (K-201, K-202). El producto de fondo, que es del 99,5% v. de O<sub>2</sub>, es enfriado y enviado a la sección de gasificación, mientras que la corriente 35 es enviada a la zona de depuración de Ar.

El condensador de la torre C-201 y el rehervidor de la torre C-202 están interconectados a través del intercambiador E-205 a fin de que el condensador proporcione el calor necesario para el rehervidor, y que el rehervidor proporcione la refrigeración requerida por el condensador. La corriente 39, que es 98,9% v. de N<sub>2</sub>, es

combinada con la corriente 30 de la planta para reciclo, mientras que una corriente rica en  $O_2$  (corriente 34) también es reciclada, alimentando la parte inferior de la columna C-202. En la zona de depuración de Ar (DFP 3/6), la corriente 35 es enfriada hasta  $-187,4\text{ }^{\circ}\text{C}$  con el intercambiador E-305 y entonces es enviada a la torre de separación de  $N_2$  (C-301) para retirar  $O_2$  y Ar. El destilado rico en  $N_2$  inmediatamente es mezclado con el destilado de la columna C-201 para ser enviado a la torre C-202 del sistema Linde, mientras que producto de fondo, rico en  $O_2$ , pasa a ser la alimentación de la columna T-302. El destilado de tope de la columna C-302 (corriente 41) es a continuación combinado con  $H_2$  para ser enfriado hasta cerca de la temperatura ambiente, luego es comprimido y enviado a una cámara de combustión donde se produce la combustión catalítica entre el  $H_2$  con  $O_2$  formando  $H_2O$ . Para eliminar el  $H_2O$  presente, la corriente 46 se enfría y, seguidamente, se envía al separador V-303. El producto de tope del V-303, rico en Ar es enviado a la torre C-303 para separar el resto de  $N_2$  que está presente. El  $O_2$  producido en esta unidad es de 99,5% v., y adicionalmente son obtenidos como subproductos los gases inertes  $N_2$  y Ar, al 99,3% y 99,9% de pureza respectivamente.

✓ ***Gasificación, enfriamiento/purificación del gas crudo, y tratamiento de slag (DFP 4 para todos los esquemas planteados)***

En la zona de reacción el coque es convertido, con el  $O_2$  de la ASU, en un gas de síntesis crudo y un residual sólido conocido como slag, constituido por principalmente por las cenizas fundidas del coque y caliza.

Antes de ingresar a la cámara de reacción el  $O_2$  proveniente de la ASU, en una relación  $O_2/\text{Coque} = 1,2$ ; entra al compresor K-401 para ser comprimido hasta 40,7 bar alcanzando una temperatura de  $106\text{ }^{\circ}\text{C}$ , para inmediatamente ser inyectado desde el tope del gasificador R-401 (corriente 38). El conjunto de reacciones de gasificación ocurren de forma descendente a lo largo de la cámara interna a  $1.450\text{ }^{\circ}\text{C}$  y 30 bar aproximadamente.

El enfriamiento y recuperación de calor del gas se realiza en dos etapas sucesivas, en las que se produce vapor de alta presión: a) De 1.450 a 894,4 °C, en un enfriador radiante, y b) De 894,4 °C a 50 °C, en dos intercambiadores convectivos. El enfriamiento radiante comprende un depósito con una entrada para el gas de síntesis que abandona la zona de reacción del R-401 con una salida para el gas, y un líquido refrigerante (H<sub>2</sub>O) que circula a través de un banco de tubos suspendidos dentro del depósito. Para la circulación efectiva de gas de síntesis, el depósito tiene un canalizador interno de gas a fin de que una parte importante del banco de tubos estén expuestos a la entrada del gas de síntesis; debido a la superficie de transferencia de calor radiante entre el gas y el banco de tubos se produce vapor a alta presión (77 bar) a partir del H<sub>2</sub>O refrigerante.

Seguidamente, el gas de síntesis crudo sale de la zona de enfriamiento radiante a 894,4 °C (corriente 54), para ser nuevamente enfriado en las calderas convectivas para recuperación de calor E-401 y E-402 obteniéndose vapor a 42 bar y a 4,5 bar respectivamente, y finalmente gas de síntesis a una temperatura de 50 °C. La calidad del gas de síntesis crudo a la salida de la zona de reacción fue presentada a través de la Tabla N° 16, en sección de balance de masa del gasificador GE-Energy.

El recipiente V-402 dispuesto entre los intercambiadores E-401 y E-402 tiene como función separar el agua condensada presente en el gas crudo, mientras que el recipiente V-403 almacena el gas crudo parcialmente libre de agua para un tratamiento posterior en el recipiente de separación V-404. Por el tope del separador V-404 se obtiene nuevamente una corriente de gas con menor contenido de agua (corriente 64) a 40 °C, que es despojada de todo el contenido de NH<sub>3</sub> presente a través del bloque “Despojamiento de NH<sub>3</sub> (1)”, y enviada al intercambiador E-501 en la zona de conversión CO-SHIFT (ubicada en el DFP 5 para todos los esquemas). A continuación, en la Tabla N° 17, se presenta la composición molar de la corriente 64:

**Tabla N° 17.** Gas de síntesis crudo pre-tratado (parcialmente libre de H<sub>2</sub>O y enfriado) en la corriente de proceso 64 (**Fuente:** Elaboración propia).

| COMPONENTE                         | PM     | ton/día   | mol/día        | % molar |
|------------------------------------|--------|-----------|----------------|---------|
| C <sub>47</sub> H <sub>19</sub> NS | 629,75 | 0,00      | 0,00           | 0,00    |
| H <sub>2</sub> O                   | 18,02  | 30,60     | 1.698.696,78   | 0,36    |
| O <sub>2</sub>                     | 32,00  | 125,69    | 3.927.934,80   | 0,84    |
| CO                                 | 28,01  | 4.210,21  | 150.307.880,42 | 32,22   |
| H <sub>2</sub>                     | 2,02   | 2.78,50   | 138.146.671,03 | 29,62   |
| CO <sub>2</sub>                    | 44,01  | 6.358,23  | 144.472.452,25 | 30,97   |
| CH <sub>4</sub>                    | 16,04  | 323,63    | 20.172.835,18  | 4,32    |
| H <sub>2</sub> S                   | 34,08  | 224,72    | 6.593.843,77   | 1,41    |
| NH <sub>3</sub>                    | 17,03  | 0,00      | 0,00           | 0,00    |
| N <sub>2</sub>                     | 28,00  | 31,92     | 1.139.985,71   | 0,24    |
| Cenizas volantes                   | 629,75 | 0,00      | 0,00           | 0,00    |
| TOTAL                              | -      | 11.583,49 | 466.460.299,95 | 100,00  |

Con respecto a la disminución de gases agrios en la composición del gas en la corriente 64, se cuenta con el recipiente V-407 se encarga de separar una parte los gases agrios presentes en las corrientes 59 y 63, que son enviados posteriormente al bloque “AGR”. La corriente 68 que sale del fondo del recipiente es bombeada al hidrociclón S-401 para remoción de particulados finos de coque.

El subproducto sólido, conocido como slag, sale del gasificador en estado fluido y cae dentro de un baño de agua (Corriente 57), mantenida a 50 °C, donde al enfriarse se obtiene un sólido inerte. Seguidamente, un triturador (A-401) a la descarga del tanque de enfriamiento permite reducir el tamaño de los sólidos más grandes, para finalmente extraer el slag mediante los recipientes a presión V-401 A/B. La tecnología GE-Energy en el circuito de agua de enfriamiento del slag incorpora un sistema de filtrado para retirar los sólidos en suspensión, que básicamente son finos de slag. Esto es realizado filtrando el slag en el tamiz D-401 y recuperando el 65% p. del agua de enfriamiento en el recipiente colector V-406, resultando la corriente 67 rica en H<sub>2</sub>O y particulados, que posteriormente es enviada al hidrociclón S-401. En el fondo del S-401 se recupera al 100% de eficiencia particulado de slag (5,2 ton/día) y

parte del H<sub>2</sub>O empleada para el enfriamiento del slag a la salida del gasificador (corriente 69), y por el tope es obtenida una corriente rica vapor de H<sub>2</sub>O (corriente 70) que es despojada de trazas de NH<sub>3</sub> y gases agrios en el bloque “Despojamiento de NH<sub>3</sub> (2)”. De aquí resulta la corriente 62, que básicamente contiene gases de despojamiento que son enviados a tratamiento directo en el bloque de “Recuperación de azufre” y, la corriente 72, que es agua despojada de NH<sub>3</sub> que puede ser empleada para la preparación de la alimentación de coque o para enfriamiento de slag nuevamente. El slag y sus finos son colocados directamente a la venta como material de construcción. El slag con 35% p. de H<sub>2</sub>O es colocado en patios de almacenamiento cercanos al complejo, mientras que por normativas ambientales los finos de slag deben ser almacenados.

✓ ***Reactor CO-Shift, AGR, recuperación de azufre y purificación de H<sub>2</sub>/PSA (DFP 5 para todos los esquemas planteados)***

Esta sección en los Casos 1 y 3 esta compuesta básicamente por un reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura, un enfriador para el gas de síntesis que genera vapor de baja presión y los bloques de “AGR” y “Recuperación de Azufre”. Para el Caso 2, este DFP cuenta con el bloque “Purificación de H<sub>2</sub>/PSA”.

Inicialmente, el intercambiador E-501 recibe la corriente de gas pre-tratado (corriente 64) proveniente del V-405 para reducir su temperatura hasta 315,6 °C y preparar su ingreso al reactor R-501, donde en presencia de cantidades apreciables de vapor es llevada a cabo la reacción de desplazamiento agua-gas  $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ , que contribuye a maximizar la producción de H<sub>2</sub> en el gas de síntesis llevando la relación H<sub>2</sub>/CO de 0,92 a 2. El efluente del reactor, corriente 78, que sale a 394,9 °C es enfriado en el intercambiador con recuperación de calor para generación de vapor E-502, hasta alcanzar una temperatura de 148,9 °C. Una segunda fase de adecuación del gas crudo es realizada en el bloque “AGR”, donde la tecnología de gasificación GE-Energy comúnmente emplea el proceso Selexol, el cual requiere bajas temperaturas de alimentación del gas para su procesamiento. Por ello, el aeroenfriador AE-501 y el



intercambiador E-503 son empleados para enfriar la corriente 77 a 65,6 °C y luego a 32,2 °C respectivamente.

En el bloque “AGR” la mayoría de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> son eliminados produciéndose un gas combustible limpio, usando como solvente dimetil éter de polietileno glicol (DMPEG). Aquí también, el solvente es sometido a un proceso de separación donde son removidos los gases ácidos con el fin de poder reciclarlo para una nueva etapa de endulzamiento del gas crudo. Básicamente son generadas tres corrientes de producto en el bloque “AGR”, la primera son gases agrios, corriente 80, que son enviados directamente al compresor de la alimentación de entrada al bloque “Recuperación de Azufre” (K-501), donde se ponen en contacto con los gases de despojamiento de la corriente 72, provenientes del bloque “Despojamiento de NH<sub>3</sub> (2)”.

La recuperación de azufre es combinada una planta Claus con un proceso SCOT (Shell Claus Off-gas Treatment) de tratamiento del gas de cola, donde es tratado el H<sub>2</sub>S eliminado del gas de síntesis para recuperar azufre en forma líquida, obteniéndose azufre líquido al 99,99 % p. que es directamente almacenado para distribución y venta (corriente 85).

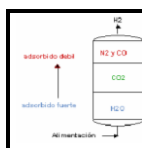
El segundo producto en el bloque “AGR”, la corriente 81, es gas combustible limpio que puede tener tres diferentes usos, según el esquema de proceso planteado: a) Ir directamente al combustor del ciclo combinado para generación de electricidad (5.642 ton/día) (Caso 1), b) Ir a almacenamiento para emplear la mitad del flujo másico en el ciclo combinado (2.821 ton/día), mientras que la otra parte es enviada a producción de H<sub>2</sub> (Caso 2), c) Ir a almacenamiento para emplear la mitad del flujo másico (2.821 ton/día) en el ciclo combinado, mientras que la otra parte es enviada a producción de diesel F-T (Caso 3). Finalmente del bloque “AGR” se obtiene CO<sub>2</sub> que es comprimido y enviado también a distribución y venta (corriente 82). Las especificaciones del gas de síntesis limpio son presentadas a continuación, en la Tabla N° 18:

**Tabla N° 18.** Gas de síntesis limpio a la salida de la unidad AGR (**Fuente:** Elaboración propia).

| COMPONENTE                         | PM     | ton/día | mol/día       | % molar |
|------------------------------------|--------|---------|---------------|---------|
| C <sub>47</sub> H <sub>19</sub> NS | 629,75 | 0,0     | 0,0           | 0,00    |
| H <sub>2</sub> O                   | 18,02  | 7,7     | 425.408,7     | 0,12    |
| O <sub>2</sub>                     | 32,00  | 0,0     | 0,0           | 0,00    |
| CO                                 | 28,01  | 2694,4  | 96.192.898,7  | 26,70   |
| H <sub>2</sub>                     | 2,02   | 387,8   | 192.390.646,5 | 53,40   |
| CO <sub>2</sub>                    | 44,01  | 2196,4  | 49.907.543,6  | 13,85   |
| CH <sub>4</sub>                    | 16,04  | 324,1   | 20.201.919,5  | 5,61    |
| H <sub>2</sub> S                   | 34,08  | 0,0     | 0,0           | 0,00    |
| NH <sub>3</sub>                    | 17,03  | 0,0     | 0,0           | 0,00    |
| N <sub>2</sub>                     | 28,00  | 31,9    | 1.140.714,3   | 0,32    |
| Cenizas volantes                   | 629,75 | 0,00    | 0,00          | 0,00    |
| TOTAL                              | -      | 5642,4  | 360.259.131,4 | 100,00  |

Al comparar el poder calorífico superior del coque modelo (15.277 Btu/Lb) con el poder calorífico superior del gas limpio (9.131 Btu/Lb), la eficiencia del gas frío (CGE) que es obtenida a partir de los esquemas planteados es de 60%, y representa el porcentaje de energía del coque contenida en el gas limpio.

En el Caso 2 el bloque “Purificación de Hidrógeno/PSA” se encarga de la producción de H<sub>2</sub> de alta pureza (99,99% molar) a partir del gas limpio producido. Esto es realizado en una serie de absorbedores donde las impurezas presentes (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O y N<sub>2</sub>) en el gas de proceso son selectivamente adsorbidas. Los adsorbentes operan en ciclo repetido con dos pasos básicos, adsorción y regeneración. A fin de poder lograr un H<sub>2</sub> gas de salida con niveles bajos de impurezas o componentes no deseados, la configuración de lechos adsorbentes se muestra en la Figura N° 24. Así se obtiene H<sub>2</sub> de alta pureza a la salida del bloque de proceso.

**Figura N° 24.** Configuración de lechos adsorbentes en el bloque “Purificación de H<sub>2</sub>/PSA” (**Fuente:** Salvado, 2007).

El  $H_2$  abandona el bloque de purificación PSA con una caída de presión de 0,5 bar mientras que el gas de purga (el 15% molar del  $H_2$  en el gas limpio junto con otras especies) es descargado a 1,5 bar y puede ser empleado como combustible en otras unidades de proceso, aunque posee un bajo poder calorífico (HHV= 5.915,6 Btu/lb). Finalmente son generados aproximadamente 68 MMSCFD de  $H_2$  de alta pureza.

✓ **Ciclo combinado para generación de electricidad (DFP 6 para todos los esquemas planteados)**

Para esta etapa, el gas limpio es enfriado a 26,7 °C en el aerofriador AE-601 y enviado a la cámara de combustión donde es quemado en presencia de aire al 15% en exceso proveniente del compresor K-601, el cual permitió el arranque de la ASU de forma independiente al funcionamiento del ciclo combinado.

La temperatura de entrada de los gases de combustión a la turbina de gas GT-601 es de 1.107,2 °C, mientras que los gases de escape a la salida se encuentran aproximadamente a una temperatura de 542,2 °C. La composición de los gases de escape es señalada a continuación en la Tabla N° 19:

**Tabla N° 19.** Gases de combustión a la salida de la turbina de gas GT-601  
(Fuente: Elaboración propia).

| COMPONENTE | PM    | % molar |
|------------|-------|---------|
| $H_2O$     | 18,02 | 18,98   |
| $O_2$      | 32,00 | 2,25    |
| $CO_2$     | 44,01 | 13,53   |
| $N_2$      | 28,00 | 64,47   |
| TOTAL      | -     | 100,00  |

Estos gases de escape (corriente 89) aportan calor a la HRSG dentro del ciclo combinado para la producción de vapor a diferentes calidades (media y baja presión), que se utiliza para la producción de energía eléctrica en la turbina de vapor ST-602. La mayor generación eléctrica dentro del ciclo combinado es realizada por la turbina de gas GT-601, y quemándose en su totalidad el combustible limpio producido se pueden generar hasta 528 MW de potencia neta (Caso 1). Los gases de combustión

de la HRSG son enviados directamente a la atmósfera ya que no poseen contaminantes mayores (ver Apéndice N° 28).

✓ **Diesel Fischer-Tropsch (DFP's 7 y 8 para el Caso 3)**

En esta sección, que sólo aplica para el Caso 3, el gas acondicionado es enviado al bloque “Destilación primaria de H<sub>2</sub>” para despojar la alimentación de parte de su contenido de H<sub>2</sub>. La corriente 114, parcialmente despojada de H<sub>2</sub> seguidamente es llevada a la zona de reacción, que posee un reactor trifásico con sólidos en suspensión (R-701) que opera a 240°C y 19 bar, envuelto por tubos de enfriamiento donde circula agua y se genera vapor con el calor removido de la reacción F-T. El reactor proporciona una alta conversión de CO (99,2%) y emplea catalizadores de cobalto (20% en p.) soportados en una base de silica-alúmina para la generación de parafinas y otros componentes líquidos, a partir del gas de síntesis generado en el proceso de gasificación GE-Energy. Una vez llevada cabo la reacción de F-T, se inicia el proceso de mejoramiento del producto, en la cual se utiliza el hidrocraqueador R-702 debido a la calidad de las cadenas largas de hidrocarburos obtenidas en la sección de síntesis. El hidrocraqueador opera en este esquema de mejoramiento a 370 °C y 19,3 bar, y el mismo consume una pequeña cantidad de H<sub>2</sub> que es suministrada por el compresor K-701 (corriente 113), produciéndose una pequeña cantidad de gas combustible como es señalado Courty (2001), que puede ser enviada hacia la red interna de combustible del complejo. También es generada una cantidad de agua de desecho (corriente 117) que por normativa ambiental debe ser tratada antes de su descarga a los cuerpos de agua adyacentes al complejo.

Básicamente, los hidrocarburos generados (corrientes 20 y 26) son fraccionados a través de columnas de destilación C-801, C-802 y C-803 para obtener: naftas, kerosene, diesel y aceites residuales que son almacenados en los tanques de producto T-301, T-302, T-303 y T-304, y podrán ser comercializados en mercados internacionales o locales. Estos productos poseerán mejores propiedades comparadas con los obtenidos de la refinación convencional de crudo; ya que tienen menor

cantidad de aromáticos, no contienen S, N<sub>2</sub> y metales, y están constituidos principalmente de parafinas (Yost, 2003). La capacidad de generación producción del complejo F-T se muestra a continuación en la Tabla N° 20:

**Tabla N° 20.** Distribución de productos en la planta F-T del Caso 3 (**Fuente:** Elaboración propia).

| <b>COMPOSICIÓN<br/>PRODUCTOS,<br/>ton/día</b> | <b>NAFTA<br/>(corriente 131)</b> | <b>KEROSENE<br/>(corriente 133)</b> | <b>DIESEL<br/>(corriente<br/>134)</b> | <b>ACEITE<br/>RESIDUAL<br/>(corriente 135)</b> |
|-----------------------------------------------|----------------------------------|-------------------------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------|
| H <sub>2</sub>                                | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| CO                                            | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| CO <sub>2</sub>                               | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| N <sub>2</sub>                                | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| O <sub>2</sub>                                | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| CH <sub>4</sub>                               | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>                 | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>                 | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>                | 60,9                             | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| C <sub>5</sub> -C <sub>9</sub>                | 33,6                             | 134,5                               | 0,0                                   | 0,0                                            |
| C <sub>10</sub> -C <sub>14</sub>              | 0,0                              | 124,4                               | 124,4                                 | 0,0                                            |
| C <sub>15</sub> -C <sub>19</sub>              | 0,0                              | 0,0                                 | 266,2                                 | 0,0                                            |
| C <sub>19</sub> +                             | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 16,5                                           |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,0                              | 0,0                                 | 0,0                                   | 0,0                                            |
| Total, ton/día                                | 94,5                             | 258,8                               | 390,5                                 | 16,5                                           |
| Total, bbl/día                                | 891                              | 1.985                               | 2.559                                 | 102                                            |

#### 4.4.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA

En esta sección se presentan los resultados obtenidos en cuanto a inversión inicial, ingresos por ventas de productos y subproductos, costos de operación, desglose de flujo de caja e indicadores económicos para los esquemas evaluados.

##### 4.4.2.1. INVERSIÓN INICIAL

Los costos de inversión inicial de los esquemas de gasificación planteados fueron calculados en base al costo de inversión de los principales bloques proceso de cada esquema, y escalados por capacidad teniendo como referencia los balances de masa de los DFP's elaborados para cada caso. Seguidamente estos costos fueron escalados al año 2008 (año base) a través de los Índices de Costos de Plantas (Plant Cost Index)

publicados por la revista técnica Chemical Engineering. A continuación, son presentados en la Tabla N° 21, Tabla N° 22 y Tabla N° 23 los costos F.O.B (Free on board) de los bloques de proceso utilizados en esta investigación por caso evaluado, los mismos representan los costos que tienen estas plantas en su lugar de origen (E.E.U.U):

**Tabla N° 21.** Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 1 (**Fuente:** Costos originales de SRI Consulting y PDVSA).

| Bloque de proceso                                           | GE-Energy                | ASU                               | CC                      |
|-------------------------------------------------------------|--------------------------|-----------------------------------|-------------------------|
| Capacidad original                                          | 4.873 ton/día de coque   | 2.750,0 ton/día de O <sub>2</sub> | 152,6 MW                |
| Costo de inversión en equipos a la capacidad original, MM\$ | 900,00 <sup>(2007)</sup> | 145,00 <sup>(2008)</sup>          | 97,00 <sup>(1986)</sup> |
| Capacidad requerida                                         | 4.314 ton/día de coque   | 5.097,3 ton/día de O <sub>2</sub> | 508,0 MW                |
| Costo de inversión en equipos, MM\$ 2008                    | 866,55                   | 209,98                            | 386,58                  |
| Costo total de inversión en equipos, MM\$ 2008              | 1.433,11                 |                                   |                         |

El costo de inversión en equipos del bloque GE-Energy, para los tres los casos estudiados, esta constituido por la sección de carga de coque, almacenamiento y sección de reclamación, preparación de slurry y sección de alimentación, sección de gasificación y unidades auxiliares, reactor shift, unidad AGR, planta Claus y SCOT para la recuperación de azufre, y compresión de CO<sub>2</sub>.

**Tabla N° 22.** Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 2 (**Fuente:** Costos originales de SRI Consulting).

| Bloque de proceso                                           | GE-Energy                | ASU                              | PSA                   | CC                      |
|-------------------------------------------------------------|--------------------------|----------------------------------|-----------------------|-------------------------|
| Capacidad original                                          | 4.873 ton/día de coque   | 2750,0 ton/día de O <sub>2</sub> | 206 MMSCFD            | 152,6 MW                |
| Costo de inversión en equipos a la capacidad original, MM\$ | 900,00 <sup>(2007)</sup> | 145,00 <sup>(2008)</sup>         | 233 <sup>(2008)</sup> | 97,00 <sup>(1986)</sup> |
| Capacidad requerida                                         | 4.314 ton/día de coque   | 5097,3 ton/día de O <sub>2</sub> | 68 MMSCFD             | 264,01 MW               |
| Costo de inversión en equipos, MM\$ 2008                    | 866,55                   | 209,98                           | 119,82                | 246,32                  |
| Costo total de inversión en equipos, MM\$ 2008              | 1.412,67                 |                                  |                       |                         |

**Tabla N° 23.** Costos de inversión en equipos de los bloques de proceso del Caso 3 (**Fuente:** Costos originales de SRI Consulting).

| Bloque de proceso                                           | GE-Energy                | ASU                               | Diesel F-T               | CC                      |
|-------------------------------------------------------------|--------------------------|-----------------------------------|--------------------------|-------------------------|
| Capacidad original                                          | 4.873 ton/día de coque   | 2.750,0 ton/día de O <sub>2</sub> | 18.000 bbl/día           | 152,6 MW                |
| Costo de inversión en equipos a la capacidad original, MM\$ | 900,00 <sup>(2007)</sup> | 145,00 <sup>(2008)</sup>          | 250,00 <sup>(1976)</sup> | 97,00 <sup>(1986)</sup> |
| Capacidad requerida                                         | 4.314 ton/día de coque   | 5.097,3 ton/día de O <sub>2</sub> | 5.537                    | 264,01 MW               |
| Costo de inversión en equipos, MM\$ 2008                    | 866,55                   | 209,98                            | 322,89                   | 246,32                  |
| Costo total de inversión en equipos, MM\$ 2008              | 1.615,74                 |                                   |                          |                         |

El costo total de inversión para todos los esquemas de gasificación evaluados fue calculado en base a las prácticas económicas establecidas en la Gerencia de Evaluación y Desarrollo de Nuevos Negocios Faja, suministradas por PDVSA-CVP que, incluyen: offsites, derecho de licencia, contingencia y costo del dueño. A continuación, en la Tabla N° 24, Tabla N° 25 y Tabla N° 26 se presentan el desglose del costo total de inversión para cada caso estudiado:

**Tabla N° 24.** Costos de total de inversión del Caso 1 (**Fuente:** Elaboración propia).

|                                                            |          |
|------------------------------------------------------------|----------|
| <b>Inversión en equipos Caso 1, MM\$</b>                   | 1.433,11 |
| <b>Offsites (40% Inversión en equipos), MM\$</b>           | 573,24   |
| <b>Derecho de licencia (2% Inversión en equipos), MM\$</b> | 28,66    |
| <b>Sub-total I, MM\$</b>                                   | 2.035,01 |
| <b>Contingencia (25% Sub-total I), MM\$</b>                | 508,75   |
| <b>Sub-total II, MM\$</b>                                  | 2.543,77 |
| <b>Costo del dueño (15% Sub-total II), MM\$</b>            | 381,57   |
| <b>TOTAL DE INVERSIÓN, MM\$</b>                            | 2.925,33 |

**Tabla N° 25.** Costos de total de inversión del Caso 2 (**Fuente:** Elaboración propia).

|                                                            |          |
|------------------------------------------------------------|----------|
| <b>Inversión en equipos Caso 1, MM\$</b>                   | 1.412,67 |
| <b>Offsites (40% Inversión en equipos), MM\$</b>           | 565,07   |
| <b>Derecho de licencia (2% Inversión en equipos), MM\$</b> | 28,25    |
| <b>Sub-total I, MM\$</b>                                   | 2.005,99 |
| <b>Contingencia (25% Sub-total I), MM\$</b>                | 501,50   |
| <b>Sub-total II, MM\$</b>                                  | 2.507,49 |
| <b>Costo del dueño (15% Sub-total II), MM\$</b>            | 376,12   |
| <b>TOTAL DE INVERSIÓN, MM\$</b>                            | 2.883,61 |

**Tabla N° 26.** Costos de total de inversión del Caso 3 (**Fuente:** Elaboración propia).

|                                                            |          |
|------------------------------------------------------------|----------|
| <b>Inversión en equipos Caso 1, MM\$</b>                   | 1.615,74 |
| <b>Offsites (40% Inversión en equipos), MM\$</b>           | 646,29   |
| <b>Derecho de licencia (2% Inversión en equipos), MM\$</b> | 32,31    |
| <b>Sub-total I, MM\$</b>                                   | 2.294,35 |
| <b>Contingencia (25% Sub-total I), MM\$</b>                | 573,59   |
| <b>Sub-total II, MM\$</b>                                  | 2.867,93 |
| <b>Costo del dueño (15% Sub-total II), MM\$</b>            | 430,19   |
| <b>TOTAL DE INVERSIÓN, MM\$</b>                            | 3.298,12 |

De los tres casos evaluados, la alternativa que representa el mayor costo de inversión es el esquema para la producción de hidrocarburos líquidos y cogeneración de electricidad, con aproximadamente 3.298 MM\$ como es mostrado en la Tabla N° 26.

#### 4.4.2.2.INGRESOS POR VENTAS

A continuación son presentados los ingresos a la capacidad máxima de operación:

**Tabla N° 27.** Ingresos por ventas anuales Caso 1 (**Fuente:** Elaboración propia)

| <b>PRODUCTO</b>         | <b>MW</b>      | <b>MWH</b>     | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
|-------------------------|----------------|----------------|-------------------|---------------------|
| Electricidad            | 368,67         | 2.583.639,36   | 193.772.952,00    | 193,77              |
| <b>Otros productos:</b> | <b>Ton/día</b> | <b>Ton/Año</b> | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
| Azufre                  | 192,36         | 56.169,12      | 842.536,80        | 0,84                |
| Nitrógeno               | 17.000,00      | 4.964.000,00   | 0,00              | 0,00                |
| Argón                   | 208,86         | 60.985,98      | 87.466,09         | 0,09                |
| Dióxido de carbono      | 5.514,99       | 1.610.378,42   | 0,00              | 0,00                |
| Slag                    | 113,79         | 33.226,18      | 0,00              | 0,00                |
| Finos de slag           | 39,76          | 11.609,86      | 8.126,90          | 0,01                |
| Vapor de baja presión   | 6.938,86       | 2.026.145,84   | 7.861.711,71      | 7,86                |
| Vapor de media presión  | 13.791,15      | 4.027.015,46   | 15.802.909,09     | 15,80               |
| Vapor de alta presión   | 11.051,86      | 3.227.143,50   | 14.584.998,66     | 14,58               |



**Tabla N° 28.** Ingresos por ventas anuales Caso 2 (**Fuente:** elaboración propia)

| PRODUCTO                | MW             | MWH            | \$ Anuales        | MM\$ Anuales        |
|-------------------------|----------------|----------------|-------------------|---------------------|
| Electricidad            | 114,98         | 805.798,06     | 60.434.854,56     | 60,43               |
|                         | <b>Ton/día</b> | <b>Ton/Año</b> | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
| Hidrógeno               | 164,74         | 48.102,74      | 57.723.284,16     | 57,72               |
| <b>Otros productos:</b> | <b>Ton/día</b> | <b>Ton/Año</b> | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
| Azufre                  | 192,36         | 56.169,12      | 842.536,80        | 0,84                |
| Nitrógeno               | 17.000,00      | 4.964.000,00   | 0,00              | 0,00                |
| Argón                   | 208,86         | 60.985,98      | 87.466,09         | 0,09                |
| Dióxido de carbono      | 5.514,99       | 1.610.378,42   | 0,00              | 0,00                |
| Slag                    | 113,79         | 33.226,18      | 0,00              | 0,00                |
| Finos de slag           | 39,76          | 11.609,86      | 8.126,90          | 0,01                |
| LPS                     | 4.250,76       | 1.241.222,18   | 4.816.104,92      | 4,82                |
| MPS                     | 5.212,63       | 1.522.088,30   | 5.973.014,82      | 5,97                |
| HPS                     | 11.051,86      | 3.227.143,50   | 14.584.998,66     | 14,58               |

**Tabla N° 29.** Ingresos por ventas anuales Caso 3 (**Fuente:** Elaboración propia)

| PRODUCTO                    | MW             | MWH            | \$ Anuales        | MM\$ Anuales        |
|-----------------------------|----------------|----------------|-------------------|---------------------|
| Electricidad                | 116,41         | 815.768,34     | 61.182.625,68     | 61,18               |
| <b>Productos F-T</b>        | <b>Bbl/día</b> | <b>Bbl/año</b> | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
| Diesel, bbl/día             | 2.558,62       | 747.115,64     | 130.438.919,45    | 130,44              |
| Nafta, bbl/día              | 891,37         | 260.280,46     | 38.391.367,69     | 38,39               |
| Kerosene, bbl/día           | 1.985,16       | 579.665,56     | 72.234.444,39     | 72,23               |
| Residuos aceitosos, bbl/día | 102,24         | 29.855,24      | 1.020.153,67      | 1,02                |
| <b>Otros productos</b>      | <b>Ton/día</b> | <b>Ton/Año</b> | <b>\$ Anuales</b> | <b>MM\$ Anuales</b> |
| Azufre, Ton/día             | 192,36         | 56.169,12      | 842.536,80        | 0,84                |
| Nitrógeno, Ton/día          | 17.000,00      | 4.964.000,00   | 0,00              | 0,00                |
| Argón, Ton/día              | 208,86         | 60.985,98      | 87.466,09         | 0,09                |
| Dióxido de carbono          | 5.514,99       | 1.610.378,42   | 0,00              | 0,00                |

| Otros productos        | Ton/día   | Ton/Año      | \$ Anuales    | MM\$ Anuales |
|------------------------|-----------|--------------|---------------|--------------|
| Slag, ton/día          | 113,79    | 33.226,18    | 68.279,80     | 0,07         |
| Finos de slag, Ton/día | 39,76     | 11.609,86    | 8.126,90      | 0,01         |
| LPS                    | 4.250,76  | 1.241.222,18 | 4.870.833,38  | 4,87         |
| MPS                    | 5.212,63  | 1.522.088,30 | 5.973.014,82  | 5,97         |
| HPS                    | 11.051,86 | 3.227.143,50 | 14.584.998,66 | 14,58        |

La distribución de productos y subproductos para cada esquema de gasificación estudiado (Tabla N° 27 y Tabla N° 28 y Tabla N° 29) con los respectivos valores de ingreso por ventas que se obtuvieron en este Trabajo Especial de Grado, fueron calculados en base a los precios de venta detallados en diversas publicaciones técnicas y pueden ser consultados en el Apéndice N° 29.

En el Caso 1 el aporte mayoritario de ingresos a la capacidad máxima de ventas está representado por la venta de electricidad a 75 \$/MWH (193,77 MM\$ anuales), mientras que en el Caso 2 se basa en la venta de electricidad (60,43 MM\$) y la venta de H<sub>2</sub> a 1.200 \$/ton (66,38 MM\$ anuales), y en el Caso 3 por la venta de Diesel a 14,59 \$/bbl (130,74 MM\$ anuales).

El N<sub>2</sub> subproducto podría representar una fuente de ingresos notable, ya que son generadas por esquema 17.000 ton/día de este subproducto, siendo un reto de comercialización la colocación de estas toneladas en el mercado nacional e internacional. El CO<sub>2</sub> al ser recuperado también podría ser vendido para ser empleado en estimulación de pozos productores de petróleo. Para efectos de este estudio las cantidades de N<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> generadas son enviadas a la atmósfera sin ofrecer ningún tipo de utilidad por comercialización y venta. Cabe destacar que el valor de venta de productos y subproductos fue tomado teniendo en consideración un escenario de precio de crudo WTI (West Texas Intermediate) de 56\$/bbl, según lo establecido por la LEEPI 2008.

#### 4.4.2.3.COSTOS DE OPERACIÓN

Los costos de operación están constituidos por los costos variables de operación y los costos fijos de operación, y son aquellos que se crean del funcionamiento y mantenimiento propios de los productos generados por cada esquema evaluado. Los costos variables de operación fueron calculados en base al consumo de materia prima (coque y caliza), servicios y tratamiento de desechos (Tabla N° 30), mientras que los costos fijos de operación representaron la suma de costo de mano de obra, mantenimiento, seguros y contingencia de operación.

**Tabla N° 30.** Costos de operación a máxima capacidad por esquema (**Fuente:** Elaboración propia)

| <b>COSTOS VARIABLES DE OPERACIÓN</b>  | <b>CASO 1</b> | <b>CASO 2</b> | <b>CASO 3</b> |
|---------------------------------------|---------------|---------------|---------------|
| Materia prima, MM\$ anuales           | 0,50          | 0,50          | 0,50          |
| Servicios, MM\$ anuales               | 10,52         | 10,53         | 10,53         |
| Tratamiento de desechos, MM\$ anuales | 0,001         | 0,001         | 0,43          |
| Total, MM\$ anuales                   | 11,03         | 11,03         | 11,46         |

Los costos variables de operación son bastante similares en orden de magnitud por cada esquema evaluado y se puede observar a través de la tabla anterior que están anualmente por el orden de 11 MM\$. Es de hacer notar, que los costos en cuanto a materia prima son bastantes bajos, debido al incentivo de desarrollo para proyectos generadores de ingresos basados en el aprovechamiento del coque, donde PDVSA-CVP establece como precio del coque 0 \$/ton.

Para estimar el número de operadores por turno en cada caso de evaluación se emplearon heurísticas establecidas por Tourton (1998). Como sueldos base se tomaron los reportados por el Colegio de Ingenieros de Venezuela y de la Gaceta Oficial de la República Bolivariana de Venezuela (Decreto 6052), realizando ajustes salariales por seguro social 9%, paro forzoso 1,7%, bono vacacional 2,47% y prestaciones sociales. A continuación se resume el costo directo de mano de obra requerido por cada esquema de proceso:

**Tabla N° 31.** Costos de mano de obra Caso 1, operadores por turno 27 (**Fuente:** Elaboración propia)

| TIPO DE EMPLEADO  | N° DE EMPLEADOS ANUALES | SUELDO ANUAL, MM\$ |
|-------------------|-------------------------|--------------------|
| Obreros           | 26                      | 0,17               |
| Operarios         | 122                     | 1,44               |
| Gerente de planta | 3                       | 0,11               |
| Supervisores      | 3                       | 0,06               |
| Total anual, MM\$ | 1,78                    |                    |

**Tabla N° 32.** Costos de mano de obra Caso 2, operadores por turno 27,5 (**Fuente:** Elaboración propia)

| TIPO DE EMPLEADO  | N° DE EMPLEADOS ANUALES | SUELDO ANUAL, MM\$ |
|-------------------|-------------------------|--------------------|
| Obreros           | 28                      | 0,18               |
| Operarios         | 124                     | 1,46               |
| Gerente de planta | 4                       | 0,15               |
| Supervisores      | 4                       | 0,08               |
| Total anual, MM\$ | 1,87                    |                    |

**Tabla N° 33.** Costos de mano de obra Caso 3, operadores por turno 33,6 (**Fuente:** Elaboración propia)

| TIPO DE EMPLEADO  | N° DE EMPLEADOS ANUALES | SUELDO ANUAL, MM\$ |
|-------------------|-------------------------|--------------------|
| Obreros           | 30                      | 0,19               |
| Operarios         | 152                     | 1,79               |
| Gerente de planta | 4                       | 0,15               |
| Supervisores      | 4                       | 0,08               |
| Total anual, MM\$ | 2,22                    |                    |

Por esquema y tal como es generalmente calculado en la Gerencia de Evaluación y Desarrollo de Nuevos Negocios Faja de PDVSA-CVP, el mantenimiento anual de las plantas fue 3% del costo de inversión por equipos, el costo de seguro representó un 2% del costo de inversión por equipos y la contingencia de operación constituyó un 10% del subtotal entre costos por mano de obra, costos por mantenimiento y costos por seguros. Finalmente, de acuerdo a la Tabla N° 34 de los tres casos evaluados el que genera el mayor costo de operación anualmente, es el Caso 3. Sin embargo, los valores de costos de operación son muy cercanos entre sí para todas estas alternativas de estudio.

**Tabla N° 34.** Costos de operación determinados por esquema a máxima capacidad de producción (Fuente: Elaboración propia).

| ALTERNATIVA | COSTOS DE OPERACIÓN, MM \$ ANUALES |
|-------------|------------------------------------|
| Caso 1      | 80,78                              |
| Caso 2      | 79,76                              |
| Caso 3      | 91,30                              |

#### 4.4.2.4.RENTABILIDAD ECONÓMICA

Finalmente, se muestra el estudio de rentabilidad económica por alternativa evaluada, a través de ciertos indicadores económicos calculados para un horizonte económico de 25 años (entre los años 2009-2033). Para obtener la rentabilidad económica de cada esquema de gasificación adicional a las premisas consideradas en la obtención de los costos de inversión inicial, ingresos por ventas y costos de operación, fueron tomadas en consideración una serie de premisas económicas para la realización del modelo económico en Microsoft Excel®, que son presentadas a continuación en la Tabla N° 35:

**Tabla N° 35.** Premisas consideradas en el estudio económico (Fuente: Elaboración propia).

|                                                                                           |                          |
|-------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------|
| <b>METODOLOGIA:</b>                                                                       | Flujo de caja descontado |
| <b>MONEDA:</b>                                                                            | Dólares                  |
| <b>TASA DE CAMBIO PROMEDIO BsF:</b>                                                       | 2,15                     |
| <b>AÑO BASE PARA ESTIMACIÓN DE COSTOS:</b>                                                | 2008                     |
| <b>NÚMEROS DE TIEMPOS ANUALES DE LA INVERSION, Años:</b>                                  | 4                        |
| <b>HORIZONTE ECONÓMICO, Años:</b>                                                         | 25                       |
| <b>TIEMPO DE DEPRECIACIÓN - L.R., AÑOS:</b>                                               | 17                       |
| <b>TASA DE DESCUENTO, %:</b>                                                              | 10                       |
| <b>TASA DE ISLR, %:</b>                                                                   | 34*                      |
| <b>APORTE DE CIENCIA Y TECNOLOGÍA, %</b>                                                  | 2                        |
| <b>APORTE A PROGRAMAS DE PREVENCIÓN CONTRA EL TRÁFICO Y CONSUMO DE DROGAS ÍLICITAS, %</b> | 1                        |

\*Valor máximo, según LEEPIC (2009) para empresas que manejan y procesan hidrocarburos

Para la realización del flujo de caja por esquema se tomaron en consideración como ingresos todas las ventas generadas por productos y subproductos. En cuanto a los egresos, estos básicamente fueron constituidos por los costos de operación, descritos

anteriormente. Esencialmente, se tomaron tres impuestos típicos con los cuales se emplean comúnmente en las evaluaciones económicas de proyectos de inversión en PDVSA, el Impuesto Sobre la Renta (ISLR), Aporte de Ciencia y Tecnología y Aporte a Programas de Prevención Contra el Tráfico y Consumo de Drogas Ilícitas. Adicionalmente se tomó en consideración paradas de mantenimiento mayor de tres meses cada 5 años (75%), las cuales influyen directamente en la producción.

#### 4.4.2.5.INDICADORES ECONÓMICOS

A continuación los indicadores económicos por esquema son presentados:

**Tabla N° 36.** Indicadores económicos determinados por esquema de gasificación  
(Fuente: Elaboración propia).

| ALTERNATIVA | VPN,<br>MM \$ | TIR,<br>% | EI,<br>adim |
|-------------|---------------|-----------|-------------|
| Caso 1      | -639,72       | 6,26      | 0,74        |
| Caso 2      | -877,80       | 4,78      | 0,64        |
| Caso 3      | -399,37       | 8,09      | 0,86        |

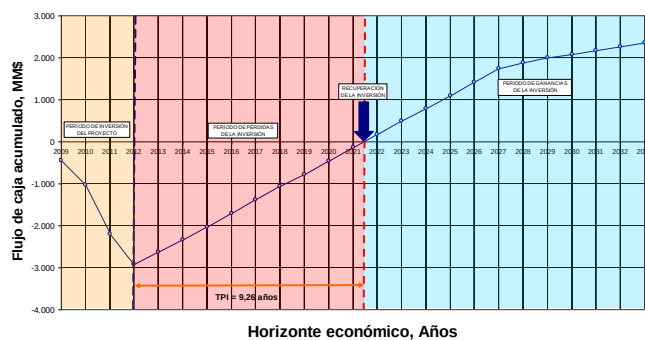
De acuerdo a la Tabla N° 36, los casos de estudio no son económicamente factibles en términos de VPN debido a que poseen un valor neto actual de los flujos de efectivo neto (ingresos-egresos) a una tasa de descuento del 10% en 25 años, menor a cero. En consecuencia, dichos esquemas quedan descartados para una posterior ejecución bajo las condiciones de estudio, lo que significa que la implantación de esquemas de proceso para la producción energía, hidrógeno e hidrocarburos líquidos, a partir de la gasificación del coque generado en los Mejoradores de Jose, no satisface las exigencias económicas requeridas por PDVSA. En concordancia con lo anterior, en términos de la Tasa Interna de Retorno (TIR), o tasa a partir de la cual la suma de los flujos descontados es igual a la inversión inicial (Blank y Tarquin, 1999), para el Caso 1 se obtuvo una TIR de 6,26%, mientras que para el Caso 2 y Caso 3 la TIR fue 4,78% y 8,07% respectivamente, siendo estos valores de TIR menores al valor mínimo establecido por PDVSA (15%) para poder recuperar la inversión dentro del horizonte económico establecido. En consecuencia, también a través de este indicador económico de evaluación; se establece que la instalación de complejos de gasificación para la producción de energía, hidrógeno e

hidrocarburos líquidos no ofrece rentabilidad económica. También se puede observar, a pesar de que ninguna alternativa fue considerada factible a nivel económico, que la mayor eficiencia de la inversión es la proyectada por el Caso 3, siendo esta de 0,86. El tiempo de pago (TPI) que se obtuvo por esquema evaluado es presentado a continuación:

**Tabla N° 37.** Tiempo de pago por cada esquema de gasificación (**Fuente:** Elaboración propia).

| ALTERNATIVA   | TPI, años |
|---------------|-----------|
| <b>Caso 1</b> | 9,26      |
| <b>Caso 2</b> | 11,27     |
| <b>Caso 3</b> | 8,25      |

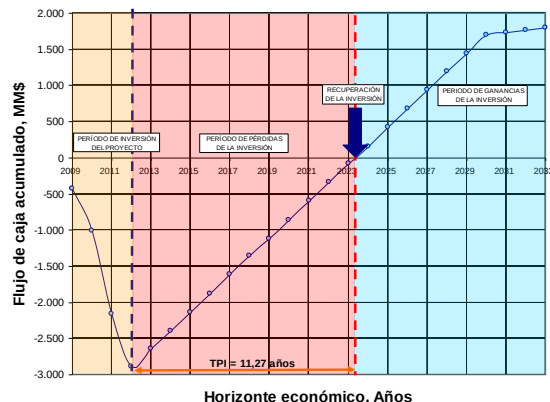
El TPI para cada caso fue contabilizado a partir año de arranque de planta, es decir del año 5 porque la inversión fue realizada durante cuatro períodos anuales (Año 1: 15%, Año 2: 20%, Año 3: 40% y Año 4: 25%). Para el Caso 1 el TPI fue de 9,26 años, el Caso 2 generó el mayor período de recuperación de la inversión (11,27 años) y para el Caso 3 el TPI fue de 7,32 años. Con la intención de lograr una mayor comprensión de este último indicador económico, a continuación se presentan de manera gráfica, los resultados del flujo de caja acumulado en función del horizonte económico utilizado para la obtención del TPI para cada esquema evaluado:



**Figura N° 25.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 1 (**Fuente:** Elaboración propia)

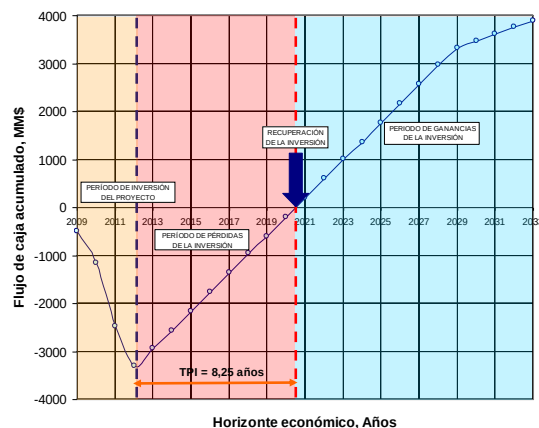
A través de la Figura N° 25 se puede evidenciar que el horizonte económico está constituido por tres fases. Una de ellas corresponde al período de inversión del proyecto (4 años), existe un período de egresos que inicia en el año de arranque de la planta, mientras que está el período de ganancias para la recuperación de la inversión. En este sentido, se observa que antes del año 2022 para el Caso 1 el flujo de caja

acumulado es negativo. Igualmente, a partir del año 2022 el flujo de caja acumulado del Caso 1 comienza a incrementarse hasta cambiar a signo positivo después de 9,26 años del arranque de la planta, donde se comienzan a tener ganancias netas positivas.



**Figura N° 26.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 2 (**Fuente:** Elaboración propia)

El flujo de caja acumulado del Caso 2 (Figura N° 26) también muestra tres períodos económicos (inversión, pérdidas y ganancias), donde después de 11,27 años de operación de la planta a partir del año 2019 aproximadamente se empiezan a tener ganancias netas positivas, recuperándose la inversión dentro del horizonte económico de estudio (25 años).



**Figura N° 27.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico para el Caso 3 (**Fuente:** Elaboración propia)

Finalmente para el Caso 3, a través de la Figura N° 27 se pudo observar que las ganancias netas son positivas después del año 2019 aproximadamente.



#### 4.4.3. ESQUEMA DE GASIFICACIÓN SELECCIONADO

A través de esta investigación se determinó que para todos los casos estudiados su desarrollo a nivel industrial está completamente garantizado a partir de la tecnología GE-Energy, como fue establecido en el estudio técnico. En relación con el estudio económico realizado por cada esquema planteado, fueron descartados en una primera observación todos los casos estudiados, ya que su VPN fue menor a cero. Por otra parte, estos casos de estudio no obtuvieron el requerimiento mínimo exigido por PDVSA en cuanto a la TIR (15%), por lo que invertir en la construcción de complejos de gasificación con las características técnicas establecidas en este estudio no es económicamente viable. Sin embargo, como el objetivo general de esta investigación fue la selección de un esquema de gasificación para el aprovechamiento del coque de Jose, fue elegido el caso que alcanzó el VPN menos negativo en el horizonte económico de 25 años. En este sentido, la opción recomendada en esta investigación para el aprovechamiento del coque fue el *Caso N° 3: Coque para la producción de hidrocarburos líquidos, cogeneración y venta de electricidad*. Esto debido a que su desarrollo a nivel industrial está completamente garantizado a partir de la tecnología GE-Energy, como se estableció en el estudio técnico. Adicionalmente los indicadores económicos referidos a esta alternativa representaron los valores más cercanos a los exigidos por PDVSA para considerar la inicialización de esta alternativa como un proyecto de inversión para la generación de ingresos; como fue presentado en la Tabla N° 36, básicamente teniendo un valor presente neto de la inversión menos negativo que los demás casos estudiados (-399,37 MM\$) y una Tasa Interna de Retorno del 8,09%.

El esquema de gasificación del coque que fue seleccionado tiene como finalidad, ser un medio adicional para aumentar la capacidad de producción de diesel, naftas, kerosene y residuos aceitosos en el país, y también ser una fuente alterna para la generación térmica de energía eléctrica, que disminuirá significativamente el uso de gas natural, reduciendo los costos a nivel de servicios en los mejoradores y aumentando la capacidad de producción eléctrica del país. Esto es garantizado a

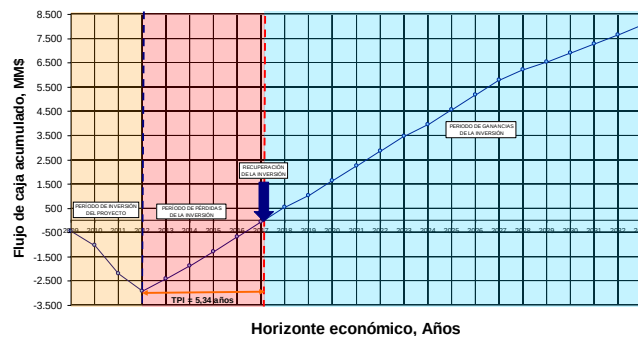
través del procesamiento de un subproducto de bajo valor comercial, como lo es el coque de petróleo venezolano, representando una alternativa de solución para el aprovechamiento de este subproducto que está siendo generado en grandes cantidades en Jose (16.000 ton/día), y también para el que será generado en los nuevos proyectos de mejoramiento de CXP en la FPO y podría representar un problema de acumulación de coque a largo plazo en Venezuela.

#### 4.4.4. SENSIBILIDAD ECONÓMICA DE ESQUEMAS

Para cada esquema fue considerado un escenario de precios de productos (electricidad e hidrógeno) de tal forma que la TIR alcanzará el valor mínimo establecido por PDVSA (15%). A continuación son presentados los resultados obtenidos por caso:

- **Caso 1: Precio de la electricidad 248,14 \$/MWH**

Al incrementar el precio de venta de la electricidad de 75 \$/MWH a 248,14 \$/MWH (aproximadamente más de 3 veces su valor actual) el VPN de la inversión se eleva a 1.158,93 MM\$, la TIR alcanza un 15%, se disminuye el TPI de 9,26 años a 5,34 años a partir del período de arranque de operaciones en la planta (Ver Figura N° 28) y se obtiene una eficiencia de inversión igual a 1,44. Por todo lo anterior el Caso 1 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 248,14 \$/MWH, esto es debido, primero, a que su desarrollo a nivel industrial está completamente garantizado a partir de la tecnología GE-Energy, como se estableció en el estudio técnico y, adicionalmente, los indicadores económicos obtenidos poseen los valores más adecuados a considerar para la inicialización de esta alternativa como un proyecto de inversión.



**Figura N° 28.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 1 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad (**Fuente:** Elaboración propia)

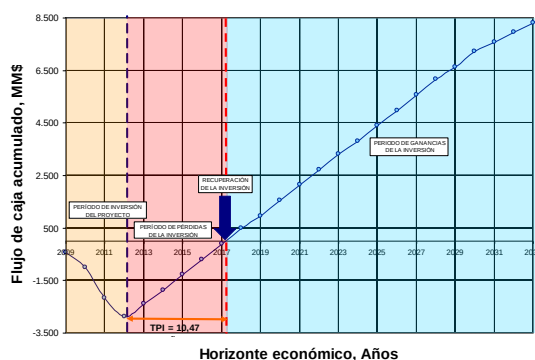
- **Caso 2:**

- a) **Precio del hidrógeno 1.200 \$/ton y precio de electricidad 710,93 \$/MWH**

Al incrementar el precio de venta de la electricidad de 75 \$/MWH a 710,93 \$/MWH (aproximadamente casi 7 veces su valor actual) el VPN de la inversión se eleva a 1.105,31 MM\$, la TIR alcanza un 15%, disminuye el TPI de 11,27 años a 10,47 años a partir del período de arranque de operaciones en la planta y se obtiene una eficiencia de inversión mayor e igual a 1,45.

- b) **Precio del hidrógeno 11.852,91 \$/ton y precio de electricidad 75 \$/MWH**

Al incrementar el precio de venta del hidrógeno de 1.200 \$/MWH a 11.852,91 \$/MWH (aproximadamente 10 veces su valor actual) el VPN de la inversión también se eleva a 1.105,31 MM\$, la TIR alcanza un 15%, disminuye el TPI de 11,27 años a 10,47 años a partir del período de arranque de operaciones en la planta y se obtiene una eficiencia de inversión de 1,45, igual que el escenario de precios fijado anteriormente para el estudio de sensibilidad. El flujo de caja acumulado para los escenarios de precios estudiados es presentado a continuación:



**Figura N° 29.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 2 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad e H<sub>2</sub> (Fuente: Elaboración propia)

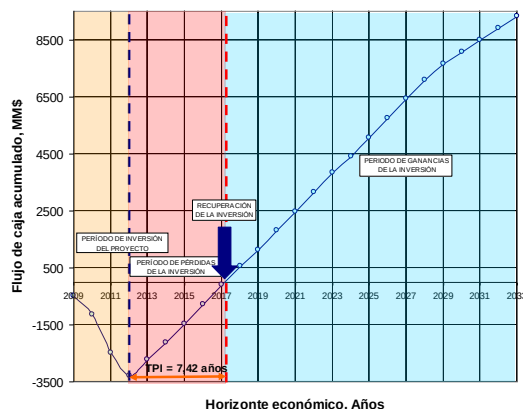
En este sentido, el Caso 2 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 710,93 \$/MWH e H<sub>2</sub> de 1.200 \$/ton, y también vendiendo la electricidad a 75 \$/MWH conjuntamente con H<sub>2</sub> en 11.852,91 \$/ton dado que estos

escenarios de precio de venta generan para el Caso 2 un VPN mayor a cero y una TIR igual a 15%.

- **Caso 3:**

- a) **Precio de la electricidad 597,78 \$/MWH**

Debido a la amplia variedad de escenarios de precios de diesel, nafta, kerosene y residuos aceitosos con un precio del barril de crudo WTI cambiante, sólo se estudio un escenario de precio para la venta de electricidad, que es un co-producto generado en este esquema. Por ello, al aumentar el precio de venta de la electricidad de 75 \$/MWH a 597,78 \$/MWH (aproximadamente más de 7 veces su valor actual) el VPN de la inversión se eleva a 1.251,05 MM\$, la TIR alcanza un 15%, disminuye el TPI de 8,25 años a 7,42 años (Ver Figura N° 30) a partir del período de arranque de operaciones en la planta y se obtiene una eficiencia de inversión igual a 1,45.



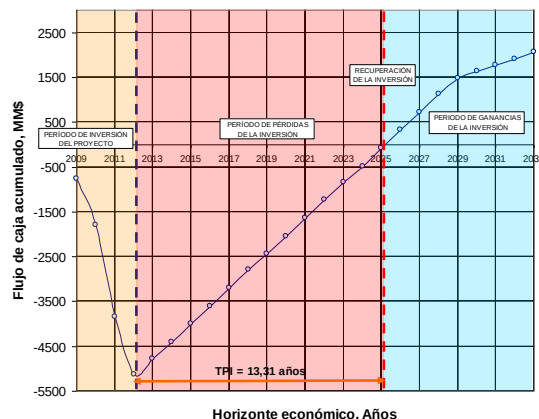
**Figura N° 30.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 3 para estudio de sensibilidad del precio de la electricidad (**Fuente:** Elaboración propia)

Finalmente, el Caso 3 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 597,78 \$/MWH, porque los indicadores económicos obtenidos (VPN y TIR) poseen los valores mínimos exigidos por PDVSA para considerar esta alternativa como un proyecto de inversión.

- b) **Costo de inversión en equipos de la planta F-T por 900 MM\$**

Debido a que no se encontró un valor referencial de costo de inversión en equipos para una planta F-T próximo al año 2008, sino un valor del años 1976 (250 MM\$)

que al escalar es probable que no sea reflejado un valor cercano al real para el año 2008, por lineamientos de PDVSA-CVP fue recomendado usar un costo de inversión en equipos de 900 MM\$ para hacer un nuevo estudio de sensibilidad. El flujo de caja acumulado para el nuevo escenario de inversión es presentado a continuación:



**Figura N° 31.** Flujo de caja acumulado en función del horizonte económico del Caso 3 para estudio de sensibilidad del costo de inversión en equipos de la planta F-T (**Fuente:** Elaboración propia)

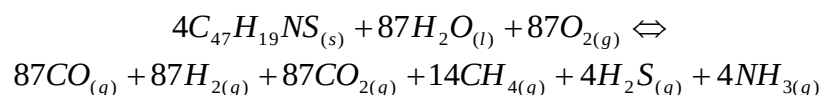
En consecuencia el costo total de inversión del Caso 3 se incrementó de 3.298,12 MM\$ a 5.135,35 MM\$, resultando como indicadores económicos: VPN de -1.961,34 MM\$, 3,21% de TIR, un tiempo de pago de la inversión de 13,31 años y, una EI de 0,55. Igualmente este escenario no es favorable para considerar económicamente factible el Caso 3, y además demuestra la sensibilidad que representa el valor de inversión en equipos del esquema de gasificación seleccionado en la investigación; ya que genera un VPN más mucho más negativo.

## CONCLUSIONES

Luego de cumplir todos los objetivos propuestos para el desarrollo de esta investigación, a continuación se muestran las conclusiones relacionadas con el presente Trabajo Especial de Grado:

- En promedio el coque de Jose posee un contenido de materia volátil de 10,03 % p., un contenido de ceniza de 0,47% p., humedad total de 10,70 % p., contenido de azufre de 4,42 %p., 2.415 ppm de vanadio y un alto poder calorífico por el orden de 14.345,50 Btu/lb.
- De todas las caracterizaciones de coque que fueron recopiladas en Jose, la que posee mayor información es la de E y P Cabrutica por lo que fue utilizada en el análisis técnico de esquemas de gasificación.
- Los Complejos Mejoradores en Jose consumen 188 MWH de electricidad que generan actualmente gastos en el orden de los BsF 760.000.000. Mientras que el consumo de hidrógeno al 99,9% supera los 290 MMSCFD.
- El tipo de proceso de gasificación seleccionado para el procesamiento del coque de Jose es flujo arrastrado.
- Fue seleccionada la tecnología comercial GE-Energy para ser empleada en la gasificación del coque de Jose, en base a la evaluación de las tecnologías estudiadas.
- El conjunto de procesos involucrados por esquema de gasificación consta básicamente de cuatro etapas: la primera etapa donde se obtiene  $O_2$  a partir del aire. La segunda etapa corresponde a la gasificación del coque con la tecnología seleccionada. Una tercera etapa que consiste en el acondicionamiento del gas crudo y finalmente el bloque de generación eléctrica.
- El desarrollo a nivel industrial de los esquemas estudiados está completamente garantizado a partir de la tecnología GE-Energy, como se estableció en el estudio técnico.

- La ubicación de la planta de gasificación es en Jose, puesto que en esta área industrial se tienen todas las facilidades para el desarrollo de un proyecto de gasificación.
- Se fijo una capacidad de alimentación de coque de 4.314 ton/día por esquema de gasificación planteado.
- La molécula gaseosa de coque retardado planteada por Mariam Patete ( $C_{47}H_{19}NS$ ) es una aproximación confiable para representar el coque de E y P Cabrutica en estado sólido.
- La ecuación principal del proceso de gasificación del coque planteada para el balance de masa en los reactores de gasificación por esquema fue:



- Las condiciones de operación óptimas del gasificador GE-Energy para procesamiento de coque se encuentran idealmente a una temperatura de 1.450 °C, presión de 30 bar, relación  $O_2$ /Coque igual a 1,2 y una relación agua/sólidos de 0,60.
- El syngas crudo a las condiciones óptimas de operación en un reactor de gasificación posee aproximadamente una relación  $H_2$ /CO igual a 0,92 y un poder calorífico de 5.907 Btu/lb.
- El gasificador GE-Energy de tipo radiante/convectivo proporciona la más alta eficiencia térmica para generación de electricidad y se emplea comúnmente para alimentaciones de coque.
- El costo de inversión inicial requerido para establecer el esquema de gasificación Caso 1 fue de 2.925,33 MM\$.
- Los indicadores económicos del Caso 1 fueron: VPN de -639,72 MM\$, TIR de 6,26%, EI de 0,74, con un período de recuperación de la inversión de 9,26 años, contados a partir del arranque de la planta.
- El costo de inversión inicial requerido para establecer el esquema de gasificación Caso 2 fue 2.883,81 MM\$.

- Los indicadores económicos del Caso 2 fueron: VPN de -877,80 MM\$, TIR de 4,78%, EI de 0,64, con un período de recuperación de la inversión de 11,27 años, contados a partir del arranque de la planta.
- El costo de inversión inicial requerido para establecer el esquema de gasificación Caso 3 fue 3.298,12 MM\$.
- Los indicadores económicos obtenidos para el Caso 3 fueron: VPN de -399,37 MM\$, TIR de 8,09%, EI de 0,86, con un período de recuperación de la inversión de 8,25 años, contados a partir del arranque de la planta.
- El Caso 3 generó anualmente el mayor costo de operación (91,30 MM\$).
- Establecer un mercado para subproductos como  $N_2$  y  $CO_2$  representa un reto, por lo que fueron eliminados como ingresos por venta en los esquemas estudiados.
- Para ser considerada en PDVSA, toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener un VPN mayor a cero y una TIR igual o superior al 15%, por lo cual ninguno de los esquemas estudiados fue económicamente factible como propuesta de inversión.
- El esquema de gasificación seleccionado para el aprovechamiento del coque de Jose corresponde al Caso 3.
- El precio del crudo afecta en gran magnitud el valor de los indicadores económicos del esquema de gasificación seleccionado, puesto que produce para la venta: diesel, naftas, kerosene y residuos aceitosos.
- El Caso 1 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 248,14 \$/MWH (valor que es más de 3 veces mayor al actual de 75\$/MWH).
- El Caso 2 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 248,14 \$/MWH e  $H_2$  de 1.200 \$/ton, y también vendiendo la electricidad a 75 \$/MWH conjuntamente con  $H_2$  en 11.852,91 \$/ton.
- El Caso 3 es económicamente factible a un precio de venta de electricidad de 597,78 \$/MWH.
- Con un escenario de inversión de 5.135,25 MM\$ para el Caso 3, el proyecto no es factible económicamente resultando un VPN de -1.961,34 MM\$ y una tasa interna de retorno de 3,21%.



## RECOMENDACIONES

A continuación se muestran las recomendaciones sugeridas por el autor, luego de la realización de este Trabajo Especial de Grado:

- Verificar experimentalmente los productos potenciales que se obtienen de la gasificación del coque de Jose, a las condiciones de operación óptimas concluidas en la investigación, de ser posible a través de un reactor de gasificación piloto.
- Realizar en detalle el DFP de la unidad de remoción de gases ácidos por esquema.
- Realizar el detalle el DFP de la unidad de recuperación azufre por esquema.
- Actualizar los DFP elaborados con lazos de control por unidad de proceso por esquema.
- Considerar la formación de NO<sub>x</sub> en la combustión del gas limpio para la generación de electricidad debido a la contaminación que producen los mismos.
- Incluir en la sección de generación de electricidad la saturación del gas limpio con vapor y su dilución con N<sub>2</sub> para el control de emisiones de NO<sub>x</sub>.
- Realizar la simulación rigurosa del esquema de gasificación seleccionado, para determinar las condiciones de operación de los equipos de proceso más representativos.
- Aumentar el grado de precisión en la evaluación económica del esquema de gasificación seleccionado, tomando en consideración todas las recomendaciones anteriores.
- Elaborar un modelo estimación de costos para productos y subproductos derivados del petróleo en base al crudo marcador WTI, que pueda ser incluido en el modelo económico del esquema de gasificación seleccionado.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

### • DOCUMENTOS IMPRESOS

- Barberii, E.E. (1998). El Pozo Ilustrado, 4<sup>ta</sup> edición. Caracas: PDVSA, 668 p.
- Barron, Randall F (1985). Cryogenic Systems. 2<sup>da</sup> edición. New York: Oxford University Press, 211 p.
- Branan, Carl (2005). Rules of thumb for chemical engineers, 4<sup>ta</sup> edition. United States of America: Elsevier Inc., 479 p.
- Chauvel, Alain y Lefebvre, Gilles (1989). Petrochemical process-Technical and economic characteristics (Vol. 1). Paris: Éditions Technip. IFP, 405 p.
- ChemSystems (1999). Petroleum coke utilization options. United States of America: Tarrytown, N.Y, 109 p.
- Courty, P. y Gruson, J. (2001). Refining clean fuels for the future. Oil & Gas Science and Technology, 515-524. Francia: Éditions Technip.
- Dirección ejecutiva de finanzas/ gerencia corporativa de evaluaciones financieras negocios nacionales e internacionales PDVSA (2007). Lineamientos para la evaluación económica de propuestas de inversión 2007, 76 p.
- Dirección ejecutiva de finanzas/ gerencia corporativa de evaluaciones financieras negocios nacionales e internacionales PDVSA (2008). Lineamientos para la evaluación económica de propuestas de inversión 2008, 80 p.
- Diseño (2007). Método de decisión múltiple binario [Presentación en Power Point y documento digital no publicado]. Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería Química.
- Foster Wheeler (2007). Gasification and syngas generation [Folleto informativo].
- García, Douglas (2006). Refinación y mejoramiento de crudos [Presentación en Power Point]. Caracas: PDVSA-CVP.
- Gary, James H. and Handwerk, Glenn E. (2001). Petroleum refining: Technology and economics, 4<sup>ta</sup> edición. United States of America: Marcel Dekker Inc., 441 p.
- Higman, Christopher y Van Der Burgt, Maarten (2003). Gasification. United States

- of America: Elsevier Science. 390 p.
- Karp, Alan (1998). Hydrogen and synthesis gas. California: SFA Pacific Inc., 69 p.
- Knudsen, Chris (2007). Coal Gasification. Process Economics Program Report 154B. United States of America: Stanford Research Institute (SRI) Consulting.
- Marion, Charles P., Muenger, James R. y Seufert, Frederick B. (1985). Partial oxidation of petroleum feedstocks by Texaco process [Informe técnico]. Texaco development corporation white plains. New York, 30 p.
- Meyers, Robert A. (2004). Handbook of petroleum refining processes, 3<sup>ra</sup> edición. United States of America: The McGraw-Hill Companies Inc, 900 p.
- Patete, Marian (2005). Desarrollo de un modelo cinético para la gasificación de coque con vapor usando una molécula modelo representativa de un coque retardado venezolano. Trabajo de grado no publicado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- PDVSA-CVP (2007). Indicadores operacionales.
- PDVSA-INTEVEP (1993). Producción de electricidad a partir del coque retardado [Presentación en Power Point de carácter confidencial].
- Perry, Robert H. y Green, Don W. (2001). Manual del Ingeniero Químico, 4<sup>ta</sup> edición (vol. IV). España: McGraw-Hill/Interamericana de España, S.A.U. 792 p.
- Rezaian, John y Cheremisinoff, Nicholas P (2005). Gasification technologies: A primer for engineers and scientists. United States of America: Taylor & Francis Group. 360 p.
- Rojas, Thaimar. Estudio termodinámico de la gasificación de coque. Informe de pasantías. Universidad Nacional Experimental Politécnica "Antonio José de Sucre", Caracas.
- Silva, Alejandro (2001). Evaluación técnico económica del proceso de gasificación integrado a ciclos combinados. Proyecto de grado no publicado (Pasantía larga). Universidad Simón Bolívar, Sartenejas.
- Speight, James y Özü, Baki (2002). Petroleum refining process. United States of

America: Marcel Dekker Inc., 706 p.

Stupin, W., Ravikumar, R. y Hook Brian (2000). Liquids products from petroleum coke via gasification and Fischer Tropsch Synthesis. United States of America: National Petrochemical & Refiners Association, 32 p.

Turton, R., Bailie, R., Whithing Wallace y otros (1998). Analysis, Synthesis, and design of chemical processes. New Jersey. Prentice-Hall, Inc. 814p.

Yost, D. y Owens, E. (2003). GTL fuels improve air quality. Londres, Inglaterra: Fundamental of gas to liquids and petroleum economics, 370 p.

#### • DOCUMENTOS EN LÍNEA

Babcock Borsig Power. Noell entrained flow gasification [Artículo en línea]. Disponible en: [www.gasification.org/Docs/Conferences/2000/Gtc00330a.pdf](http://www.gasification.org/Docs/Conferences/2000/Gtc00330a.pdf) [Consulta: 2008, junio 6].

Bryers, Richard W. (1995). Utilization of petroleum coke and petroleum coke/coal blends as a means of steam raising. Fuel processing technology, 44, 121-141 [Artículo en línea]. Disponible en: <http://www.elsevier.com> [Consulta: 2007, noviembre 30].

Chiesa, Paolo, Consonni, Stefano y otros (2005). Co-production of hydrogen, electricity and CO<sub>2</sub> from coal with commercial technology. Part A: Performance and emissions. International Journal of Hydrogen Energy 30, 747 – 767. Disponible en: [www.elsevier.com/locate/ijhydene](http://www.elsevier.com/locate/ijhydene) [Consulta: 2008, mayo 30].

Commandré, J. M. y Salvador, S. (2005). Lack of correlation between the properties of a petroleum coke and its behaviour during combustion. Fuel processing technology, 86, 795-808 [Artículo en línea]. Disponible en: <http://www.elsevier.com> [Consulta: 2007, noviembre 30].

Da Silva, José Y., Brandt, Mariela y Ferreira, Armando (2004). Coque de petróleo como energía primaria en una planta de generación de electricidad [Artículo en línea]. Disponible en: <http://portal.ecopetrol.com.co/documentos/PROSPECTO%20INFORMACION%20ECOPETROL.pdf> [Consulta: 2007,

septiembre 13].

Department of Trade and Industry DTI. Gasification of solid and liquid fuels for power generation technology status report. Cleaner coal technology programme [Documento en línea]. Disponible en: [www.berr.gov.uk/files/file20897.pdf](http://www.berr.gov.uk/files/file20897.pdf) [Consulta: 2008, mayo 27].

Farina, G. L., Bressan, L. y Darling, S (1999). Utilization of refinery residues with cogeneration. The 1999 European Oil Refining- Conference & exhibition [Informe técnico]. Disponible en: <http://www.fosterwheeler.it/pub/pw/igcc/17-utilization.pdf> [Consulta: 2007 diciembre, 10].

Gasification Technologies Council. The gasification process [Imagen]. Disponible en: <http://www.gasification.org/gasproc.htm> [Consulta, 2008, enero 10].

Holt N. y Wheeldon. J. Operating Experience, Risk, and Market Assessment of Clean Coal Technologies: 2006. 1012221 Technical Update, Electric Power Research Institute [Documento en línea]. Disponible en: [www.epriweb.com/public/0000000000\\_001012221.pdf](http://www.epriweb.com/public/0000000000_001012221.pdf) [Consulta: 2008, abril 13].

Ingeniería Caura. Proyecto Expansión de la Planta de Metanol de Oriente de METOR, S.A. Estudio de Impacto Ambiental y Sociocultural [Informe técnico]. Disponible en: <http://www.ingenieriacaure.com/docs/METOR%20Resumen%20Ejecutivo%20del%20EIASC.pdf> [Consulta: 2008, julio 2]

Jaeger, Harry (2008). Compact gasifier 90% smaller and half the cost of conventional units. Zero Emission Energy Plants, Inc. (ZEEP) [Artículo en línea]. Disponible en: [www.zeep.com/news/Gasification-GTW-Article.pdf](http://www.zeep.com/news/Gasification-GTW-Article.pdf) [Consulta: 2008, octubre 2008].

NETL (2000). Texaco Gasifier IGCC Base Cases PED-IGCC-1998-001 [Informe técnico en línea]. Disponible en: <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/pubs/pdf/system/texac3y.pdf> [Consulta: 2008, abril, 17]

Párraga, Mariana. Finalizada valuación de campos petroleros que serán ofertados

- [Artículo en línea]. Disponible en: [http://noticias.eluniversal.com/2008/03/25/eco\\_art\\_finalizada-valoracion\\_768259.shtml](http://noticias.eluniversal.com/2008/03/25/eco_art_finalizada-valoracion_768259.shtml) [Consulta: 2008, febrero 7].
- PDVSA (2000). Faja del Orinoco: Asociaciones Estratégicas. [Presentación en línea]. Disponible en: <http://www.iamericas.org/pdfs/Presentations/ECORIE.pdf> [Consulta: 2007, noviembre 22].
- PDVSA (2007). Venezuela alcanza los 100 Millardos de barriles en reservas probadas de crudo [Artículo en línea]. Disponible en: <http://www.pdvsa.com> [Consulta: 2007, noviembre, 1].
- Stiegel, Gary J. y Ramezan, Massood (2006). Hydrogen from coal gasification: An economical pathway to a sustainable energy future. *International Journal of Coal Geology* 65, 173-190. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com> [Consulta, 2007, octubre 11].
- Treviño C., Manuel (2001). Integrated gasification combined cycle technology: IGCC [Documento en línea]. Disponible en: <http://www.elcogas.es/shared/GICC%20tecnología%20limpia%20del%20carbon.pdf> [Consulta: 2007, octubre 15].
- UCAB. Postgrado de Gerencia de Proyectos. Gerencia de Proyectos Tecnológicos. Autor: Velasco, Jorge Luis. Mayo 2004. Caracas, Venezuela. 184pp.
- Uday, M., Hale, George y Farman, Walter (1994). A process for the gasification of a petroleum coke feedstock [Patente libre en línea]. Disponible en: [www.freepatentsonline.com/EP0728171.html](http://www.freepatentsonline.com/EP0728171.html) [Consulta: 2008, junio 16].
- Ulber, Dieter. Partial Oxidation (Multi-Purpose-Gasification - MPG). Disponible en: [http://www.dieter-ulber.de/lurgi-english/mpg\\_details.html](http://www.dieter-ulber.de/lurgi-english/mpg_details.html) [Consulta: 2008, enero 8].
- United States Environmental Protection Agency, EPA (1995). Site technology capsule "Texaco gasification process" [Documento en línea]. Disponible en: [http://www.clu-in.org/download/toolkit/540\\_r-94\\_514a.pdf](http://www.clu-in.org/download/toolkit/540_r-94_514a.pdf) [Consulta: 2008, abril 6].
- Villaflor, Gloria, Morales, Graciela V. y otros (2008). Variables significativas del

proceso de combustión del gas natural. *Información tecnológica*. 2008, vol.19, no.4, p.57-62. ISSN 0718-0764 Disponible en: <[http://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0718-07642008000400008&lng=es&nrm=iso](http://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642008000400008&lng=es&nrm=iso)>. [Consulta: 2008, noviembre 1].

Wang, J., Anthony, Edgard y Abanades, Juan Carlos (2004). Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation. *Fuel processing technology*, 83, 1341-1348 [Artículo en línea]. Disponible en: <http://www.elsevier.com> [Consulta: 2007, noviembre 12].

- **HERRAMIENTAS DE CÁLCULO**

Introduction to fired heater design. "Combustion of fuel gas calculator". Disponible en: <http://www.heaterdesign.com/design0.htm> [Consulta: 2008, agosto 16].

Machín, Iván. "QB THERM V3.D®: Programa para el cálculo de propiedades termodinámicas". Mail: [ivan\\_machin@cantv.net](mailto:ivan_machin@cantv.net).

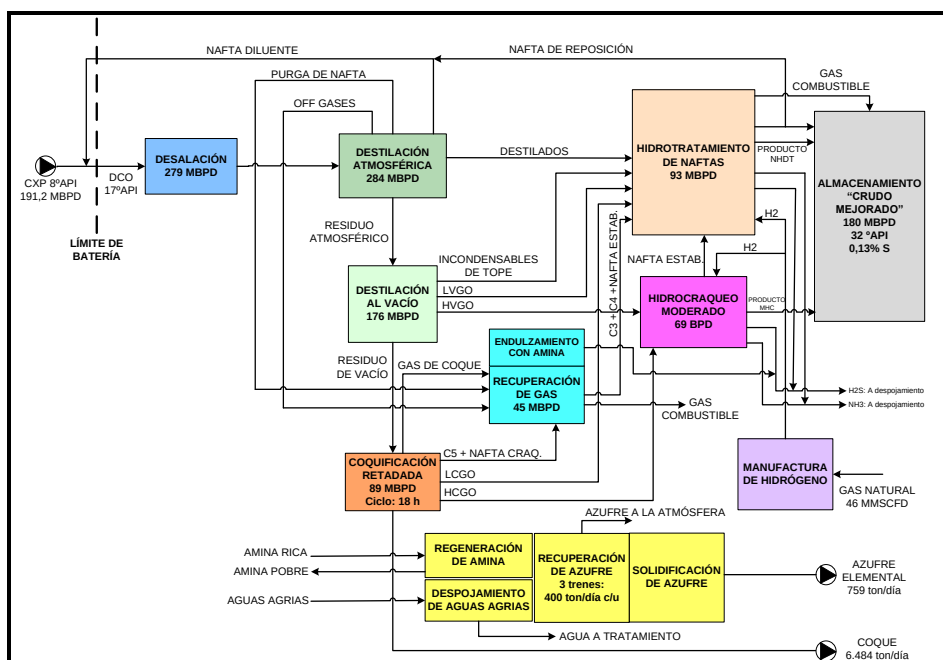
# APÉNDICES



**Apéndice N° 1. Descripción de los complejos mejoradores de la FPO (Fuente: Elaboración propia).**

- **MEJORADOR DE PETROCEDEÑO**

Este mejorador es el de mayor capacidad en el Jose y procesa diariamente un crudo Zuata diluido de 17°API, para producir básicamente un crudo mejorado conocido como “Zuata Sweet” de 32 °API, coque y azufre. El Diagrama de Bloques de Proceso de PetroCedeño, se muestra a continuación en la Figura A.



**Figura A.** Diagrama de bloque y balance de masa simplificado del mejorador PetroCedeño.

Al ingresar al mejorador, el crudo diluido de 17°API, proveniente de la estación principal es almacenado en tanques y desde estos tanques es bombeado a través de un tren de precalentamiento, donde intercambia calor con algunas corrientes de proceso. Una vez calentado, el crudo entra a la *unidad desaladora* y después, el crudo es nuevamente precalentado en un tren de intercambiadores e ingresa a un horno de carga, para alimentar a la columna de *destilación atmosférica*, en donde se recupera la mayor cantidad de diluyente, se produce el destilado atmosférico (LAGO) que enviado a la *unidad de hidrotratamiento de naftas*, y también se produce una corriente de

residuo atmosférico que es calentada en un horno y enviada a la zona flash de la columna de *destilación al vacío*.

En la *unidad de vacío* se obtienen los cortes de: gasóleo liviano (LVGO), gasóleo pesado (HVGO) y el residuo de vacío. Los dos primeros productos son enfriados en el tren de precalentamiento para luego, enviar el LVGO conjuntamente con los destilados livianos de la unidad de coquificación (LCGO) a almacenamiento en el tanque de carga de la unidad de *hidrotratamiento de nafta*. El HVGO es enviado a la *unidad de hidrocrackeo moderado*. El residuo de vacío es bombeado a la *unidad de coquificación retardada*, donde es primero calentado en un horno y luego es bombeado a uno de los seis (6) tambores de coque, ya que en pares todos los tambores operan de forma alterna. El coque retenido en el tambor de coquización, es removido mediante corte hidráulico con agua a alta presión, y transportado al patio de almacenaje de coque para su posterior embarque y comercialización. Mientras el corte hidráulico se completa con la posterior limpieza y calentamiento del tambor, otro tambor está preparado para recibir otra carga de residuo de vacío y esto se realiza en un ciclo de operación de 18 h.

Los gases y la nafta provenientes de la unidad de coquificación, son procesados en la *planta recuperadora de gases*. En dicha planta, también se procesan los vapores provenientes de la *unidad de destilación atmosférica* para obtener gas combustible y GLP que se consumen internamente en el mejorador, y la nafta estabilizada. El gas combustible es endulzado con aminas, mientras que las naftas son enviadas a la *unidad hidrotratadora de nafta* para la formulación del crudo mejorado. Por su parte, el destilado pesado del coquificador (HCGO) es bombeado a la unidad de hidrocrackeo moderado, para su hidrotratamiento.

En la *unidad de hidrotratamiento de naftas*, las diolefinas del GLP y la nafta de la unidad de coquización son saturadas y posteriormente estas corrientes son mezcladas con los destilados atmosféricos para completar su hidrotratamiento a una presión

moderada, obteniéndose un GLP hidrotratado, una nafta con especificación de carga a una unidad de reformación catalítica y destilados atmosféricos con especificación de azufre del corte de diesel. Parte de la nafta aquí generada es reciclada a campo como diluyente y el remanente, conjuntamente con los destilados atmosféricos y el GLP hidrotratado, entran a formar parte del crudo mejorado.

La solución rica de amina proveniente de la *unidad recuperadora de gases* y la *unidad de hidrotratamiento de naftas* es enviada a la unidad de *regeneración de aminas* y la amina pobre, posteriormente es bombeada a la *unidad recuperadora de gas* para el tratamiento del gas combustible y el GLP. No obstante, los gases ácidos ricos en  $H_2S$  recuperados en el regenerador son enviados a la *unidad recuperadora de azufre* para su posterior solidificación y futura comercialización.

En la *unidad de hidrocraqueo*, el HVGO de la *unidad de vacío* y de la *unidad de coquización*, son hidrotratados y convertidos parcialmente en nafta, gases y destilados livianos, para luego enviar los gases y la nafta a la *unidad de hidrotratamiento* para su separación. Todos los destilados livianos y pesados generados en la *unidad de hidrocraqueo* son enviados a almacenamiento para la formulación de crudo mejorado. No obstante, el  $H_2$  requerido para realizar el proceso de hidrocraqueo y también el hidrotratamiento de naftas es suministrado por la *unidad de manufactura de hidrógeno*.

Las aguas agrias provenientes de las unidades de coquificación, recuperación de azufre, recuperación de gas, hidrotratamiento y destilación atmosférica, son despojadas de  $H_2S$  en la *unidad de despojamiento de aguas agrias*, y el agua despojada posteriormente es enviada a una planta de tratamiento de agua para su adecuación. El gas ácido del tope del despojador es enviado a la *unidad recuperadora de azufre*. La *unidad recuperadora de azufre* de PetroCedeño, incluye una planta de tratamiento de gas de cola para la recuperación de azufre, la cual permite recuperar el

99,9% del azufre presente en la carga y el gas de cola ya tratado, se envía a un incinerador para su degradación.

El manejo de los subproductos sólidos coque y azufre, consta de un área de almacenamiento, un sistema de transporte cerrado que minimiza el riesgo de escape de partículas al exterior, una plataforma de carga y un muelle para el despacho de los productos. La operación y mantenimiento del sistema de transporte de sólidos del terminal de PetroCedeño es realizado por la empresa Aimvenca, mientras que el análisis aproximado y análisis final del coque de petróleo generado lo lleva a cabo la empresa Incolab Services Venezuela C.A.

### • MEJORADOR DE E Y P CABRUTICA

E y P Cabrutica procesa diariamente un crudo Zuata diluido de 17°API, para producir básicamente tres cortes de producto: crudo mejorado pesado de 19°API, crudo mejorado liviano de 24,5 °API y gasoil de 12,5 °API, y como subproductos GLP, coque y azufre. En base a una visita al centro de mejoramiento E y P Cabrutica, se realizó el DBP del mejorador (Figura B), el cual incluye de forma general el balance de masa simplificado de este mejorador.

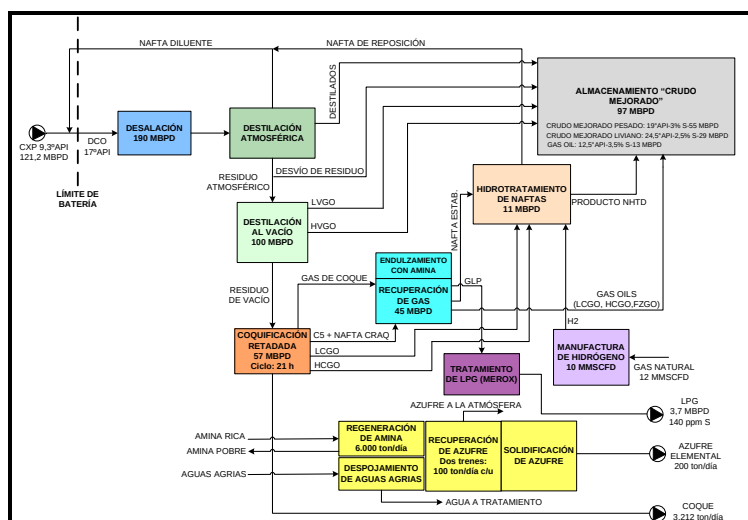


Figura B. Diagrama de bloque y balance de masa simplificado del mejorador E y P Cabrutica.

El crudo diluido de 17°API se precalienta para ser circulado a la *unidad de desalación*. Seguidamente, el crudo desalado continúa calentándose en el tren de precalentamiento hasta la temperatura requerida para el proceso de destilación atmosférica, siendo el último paso de calentamiento en un horno de fuego directo, hasta lograr una temperatura de 373 °C. En la *unidad de destilación atmosférica*, el crudo desalado se separa en nafta, destilados y residuo atmosférico.

El residuo atmosférico a su entrada a la *unidad de destilación al vacío*, se precalienta y luego pasa a un horno de fuego directo para alcanzar una temperatura de 391 °C, y ser separado en LVGO y HVGO, que se envían a almacenamiento, y también en un residuo de vacío que es enviado al proceso de coquificación retardada para su transformación en la zona final de reacción del coquificador, conformada por cuatro tambores de coque, en donde bajo condiciones definidas de temperatura y baja presión (1.7 bar) se producen vapores de hidrocarburos y coque.

En la *unidad de coquificación retardada* el efluente de los tambores de coque es fraccionado para obtener: a) gas en el rango de metano-butano, el cual se alimenta a la unidad de recuperación de gas, b) nafta craqueada destinada a mezcla en la preparación del crudo mejorado, c) gasóleo liviano que también es usado para mezcla en la preparación del crudo mejorado, d) gasóleo pesado, que también se usa en la formulación del crudo mejorado. El coque subproducto, se retira de los tambores en forma mecánica con el uso de una herramienta de cortado con agua a alta presión y se descarga húmedo a una pileta de gran profundidad al igual que en PetroCedeño y los demás mejoradores de Jose. Las piedras o rocas de coque se manejan con grúas (almejas) y luego, mediante un triturador, se reducen a un tamaño específico para un manejo adecuado y transporte cerrado a través de un sistema de cintas transportadoras. El coque triturado se almacena en patios abiertos acondicionados con sistemas de mitigación del polvo de coque que usan boquillas rociadoras de agua. El coque de E y P Cabrutica se almacena y transporta hacia el muelle de carga junto con el coque que se produce en PetroPiar y PetroMonagas. Por su parte, la nafta

proveniente de la *unidad de coquificación retardada* es estabilizada en la *unidad de hidrotratamiento*, y son generados gases combustibles y GLP por destilación. El GLP es tratado posteriormente en el proceso MEROX, que usa una solución de cáustico como fluido de absorción para remover compuestos contaminantes de azufre (mercaptanos). El hidrógeno necesario en el hidrotratamiento es proporcionado por la *unidad de manufactura de hidrógeno* del mejorador.

En la *unidad de recuperación de gas*, el gas se concentra en componentes livianos entre metano y propano a través de un proceso de compresión y posterior absorción y despojamiento. Luego, el gas es tratado con amina para la remoción del  $H_2S$ . La amina rica es enviada a la unidad de regeneración para su reutilización como amina pobre en el endulzamiento del gas combustible.

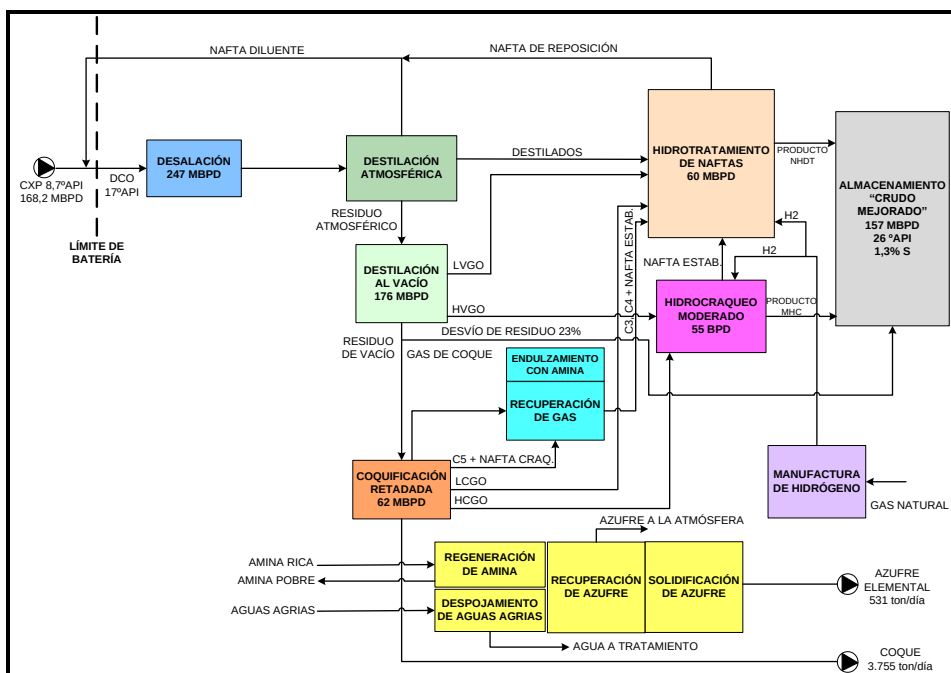
La *unidad despojadora de aguas agrias* recibe las aguas agrias de diferentes unidades de proceso, incluidas en el complejo mejorador, a saber: unidades de coquificación retardada, hidrotratamiento de nafta, recuperación de azufre y recuperación de Gas. El agua agria es almacenada en un tanque y posteriormente enviada a la torre despojadora en la cual se separa el  $NH_3$  y el  $H_2S$  de la corriente acuosa. Los gases son enviados a la *unidad de recuperación de azufre* para su disposición segura y el agua despojada es enviada a la *unidad de desalación* como agua de reposición para el proceso de desalación. Para disponer de manera segura las corrientes de  $H_2S$  y  $NH_3$  provenientes de las unidades de endulzamiento con amina y aguas agrias, es empleada la *unidad recuperadora de azufre*; donde el azufre es removido de las corrientes de gas y el gas de cola es incinerado y venteado a la atmósfera.

En E y P Cabrutica y los demás mejoradores de la FPO, el diseño de la *unidad recuperadora de azufre*, está basado en el proceso SuperClaus. Este es una combinación del proceso Claus convencional y un proceso de oxidación selectiva del  $H_2S$ . La unidad consta de dos trenes paralelos, cada uno con cinco etapas de reacción: una etapa térmica, tres etapas catalíticas Claus y una etapa SuperClaus para la producción de azufre

elemental y a su vez, dicha unidad consta de un incinerador de compuestos azufrados el cual es común a ambos trenes.

- **MEJORADOR DE PETROPIAR**

El complejo de mejoramiento consiste en un conjunto de unidades de proceso, con un esquema de procesamiento de conversión profunda, basado en la tecnología de coquificación retardada e hidroprocesamiento, que permite mejorar la calidad del crudo de Hamaca en 26 °API. En este sentido, PetroPiar mejora por día 168,2 MBPD de crudo extrapesado de 8,7 °API para producir 157 MBPD de un crudo mejorado de 26 °API, coque y azufre. El DBP del mejorador se muestra en la Figura C y seguidamente se detalla la breve descripción del esquema de mejoramiento de PetroPiar.



**Figura C.** Diagrama de bloque y balance de masa simplificado del mejorador PetroPiar.

El esquema de mejoramiento de PetroPiar es similar al de PetroCedeño, con la salvedad de que se desvía aproximadamente un 23% del fondo de la unidad de destilación al vacío para la formulación del crudo mejorado. El mejorador utiliza la tecnología de coquificación retardada de Foster Wheeler y la tecnología de Universal

Oil Products (UOP) en su unidad de hidrotratamiento para eliminar el exceso de carbono y contaminantes, y para endulzar el crudo hasta las especificaciones de comercialización. Además, la tecnología de producción de hidrógeno ha sido proporcionada por Kinetics Technology, Inc y la tecnología de eliminación de azufre y limpieza del gas de cola ha sido suministrada por Stork Comprimo.

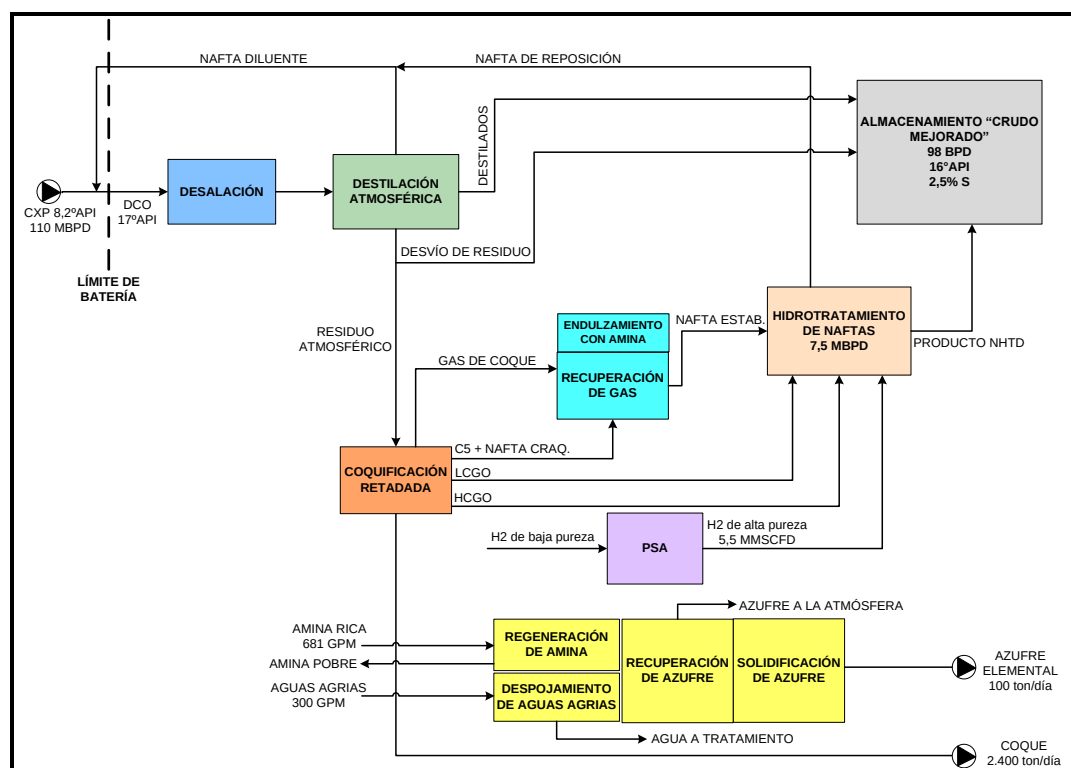
Las operaciones del mejorador de PetroPiar, al igual que los demás mejoradores de la FPO están soportadas por los siguientes sistemas auxiliares: Sistema de gas combustible, sistema de generación y distribución de vapor, sistema de osmosis inversa, sistema de alimentación de calderas y recuperación de condensados, sistema de agua de enfriamiento, sistema de aire de instrumentos y de planta, sistema de agua potable y de servicios, planta de tratamiento de aguas residuales y sistema de gas inerte. El sistema de gas combustible, se divide en diferentes subsistemas: Recolección de gas de refinación y distribución de gas combustible y, distribución de gas natural de baja presión a la *unidad de recuperación de azufre*; para ser utilizado en los quemadores pilotos de hornos y mechurrios. Es importante señalar, que el gas de refinación que se produce en la *unidad de coquificación retardada* y en la *unidad de hidrotratamiento*, es tratado con amina para reducir el contenido de azufre a menos de 160 ppmv para luego ser mezclado con gas natural importado y ser suministrado a los usuarios dentro del proceso como gas combustible. El vapor se produce para uso interno de la planta mediante calderas convencionales de vapor y recuperación de calor de varios flujos de proceso y es generado a tres niveles de presión: Flujo sobrecalentado de presión alta (600 psig), flujo saturado de presión media (150 psig) y flujo saturado de presión baja (50 psig). Todo el vapor de proceso y servicios, que entra o sale de la planta de mejoramiento, cuya custodia se transfiere hacia o desde una entidad fuera del mejorador dentro del condominio, se miden en la *unidad de transferencia de alimentación y producto*. Ejemplos de algunos productos que deben ser medidos son, crudo diluido, nafta diluida que se retorna al campo de producción, crudo mejorado, y servicios (gas natural, agua, electricidad, etc.) del mejorador. El azufre y el coque se pesan.



Finalmente, el patio de tanques de almacenamiento de productos incluye unidades para suministro de crudo diluido, productos intermedios y producto crudo mejorado. El almacenamiento apoya las operaciones de arranque, normales y paradas de las instalaciones del complejo mejorador durante los periodos de mantenimiento de la misma hasta un máximo de 30 días.

### • MEJORADOR DE PETROMONAGAS

Este mejorador procesa diariamente 110 MBPD de CXP para obtener unos 98 MBPD de un crudo mejorado de 18 °API. Adicionalmente, en PetroMonagas se obtienen 2.400 toneladas diarias de coque y 100 toneladas diarias de azufre, que son transportadas en camiones hacia las facilidades de manejo de sólidos de E y P Cabrutica para su posterior comercialización. El Diagrama de Bloque de Proceso del mejorador se muestra a continuación en la Figura D.



**Figura D.** Diagrama de bloque y balance de masa simplificado del mejorador PetroMonagas.

El mejorador PetroMonagas es una instalación diseñada para elevar los grados del crudo diluido de 16°API que entran al proceso de mejoramiento a 18°API para luego ser procesado en el mercado internacional.

En el mejorador el CXP diluido proveniente del Centro de Operaciones PetroMonagas (COPEM) a través del sistema de oleoductos, es desalado antes de cualquier otro proceso con el fin de proteger todas las unidades aguas debajo de la corrosión. Luego el proceso de destilación remueve el diluyente y algunos destilados del crudo desalado, dejando sólo los residuos en el fondo de la unidad destiladora. El diluyente pesado removido es reciclado hacia el COPEM.

Una parte de los residuos obtenidos de en la *unidad de destilación atmosférica* son procesados a través de la *unidad de coquificación retardada*. La porción restante y los destilados del proceso de destilación son mezclados con los líquidos obtenidos de la *unidad de coquificación retardada* para producir crudo mejorado.

Como se ha dicho en la descripción de los esquemas de mejoramiento anteriores, la *unidad de coquización retardada* es el componente más importante del mejorador. En ella se procesan los residuos atmosféricos para producir un rango de productos que incluyen: gases livianos, nafta, destilados, gasóleo de coque liviano (LCGO), gasóleo de coque pesado (HCGO) y coque. Los productos líquidos (LCGO y HCGO), son mezclados para producir crudo mejorado que es posteriormente comercializado.

Por otro lado, el coque y el azufre producido son embarcados desde las instalaciones de E y P Cabrutica. Los gases ácidos, de la *unidad de tratamiento y regeneración de aminas* y de la *unidad removedora de aguas agrias*, son tratados en la *unidad de recolección de azufre* en donde se obtiene azufre líquido, el cual es solidificado en la *unidad de solidificación de azufre*. La nafta de la *unidad de coquificación* llega como alimentación a la *unidad recuperadora de gas*, aquí es estabilizada para alimentar la *unidad de hidrotratamiento de nafta* en la cual se somete a un proceso de reacción en

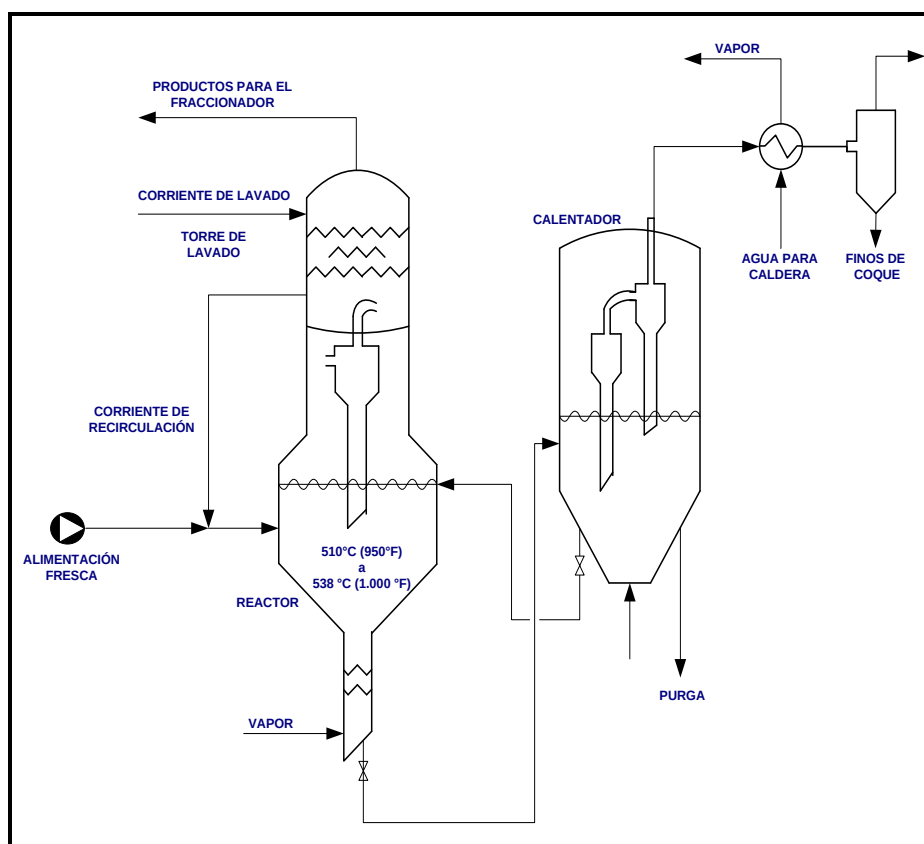
donde se saturan las olefinas y diolefinas antes de ser enviada al pool de diluyente de COPEM.

Los gases livianos son quemados en el mejorador como combustible y el exceso es exportado a la planta petroquímica de Jose (PEQUIVEN). Los destilados, la nafta hidrotratada, gasóleos y residuos son mezclados proporcionalmente para la producción de crudo mejorado. El crudo mejorado resultante de todo el proceso completo es de aproximadamente 18°API.

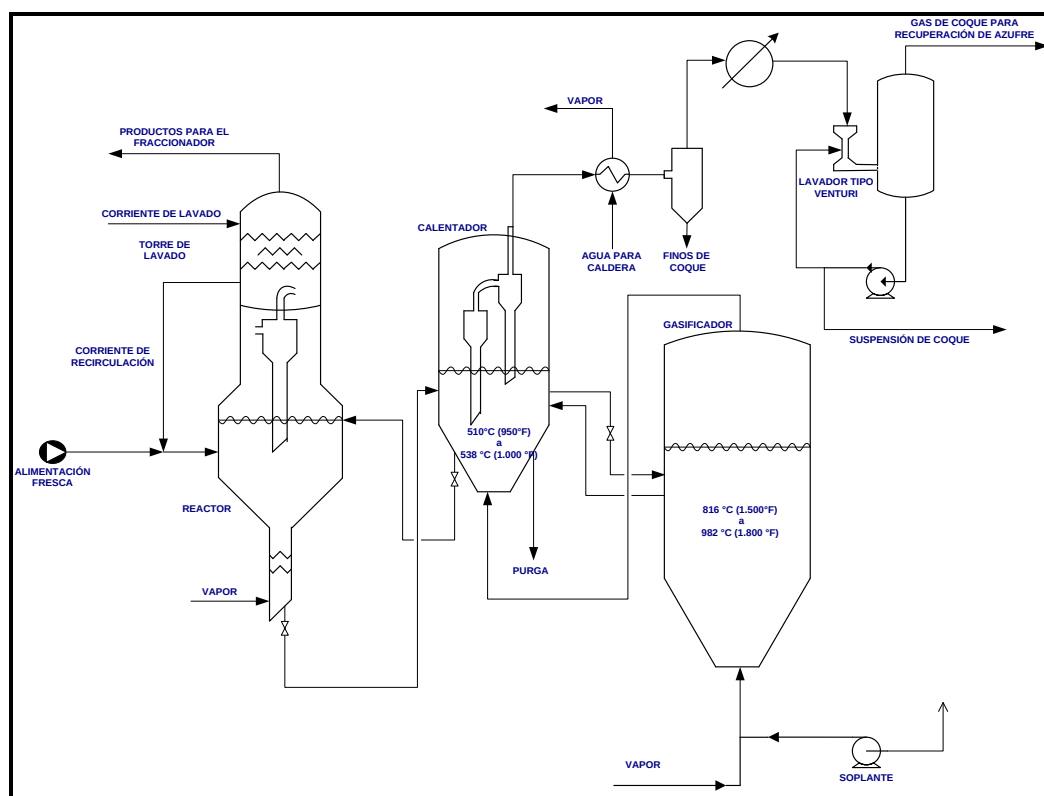
Cabe destacar que este complejo mejorador a diferencia de los tres (3) anteriores, no posee unidades de destilación al vacío, hidro craqueo y manufactura de hidrógeno. El no poseer *unidades de destilación al vacío e hidro craqueo* trae como consecuencia la producción de un crudo mejorado pesado.

El hidrógeno empleado en la *unidad de hidrotratamiento de naftas* es suministrado por Metor-Soca-Sumeca, el cual llega al mejorador con una pureza aproximada del 80% y a través de una etapa de purificación a través de un sistema PSA alcanza una pureza del 99,9%.

**Apéndice N° 2. Diagrama esquemático de un coquificador fluido (Adaptación: Bryers, 1995).**



**Apéndice N° 3. Diagrama esquemático de un flexicoquizador (Adaptación: Gary, 2001).**



**Apéndice N° 4. Condiciones de operación en procesos de coquificación retardada y coquificación fluida (Adaptación: Speight, 2003).**

| <b>COQUIFICACIÓN RETARDADA</b>                                                                                                                                                                                                                                                        |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <p>Calentamiento moderado 482-510°C (900-1000°F) a 7 atm (105 psia).</p> <p>Tambores de reacción 438-482°C (820-900°F).</p> <p>Coque solidificado en tambores.</p> <p>Coque (removido hidráulicamente) 20-40% de la alimentación.</p> <p>Rendimiento a 221°C (430°F), 30%.</p>        |
| <b>COQUIFICACIÓN FLUIDA</b>                                                                                                                                                                                                                                                           |
| <p>Calentamiento severo 510-540°C (1000-1050°F) a 2 atm (25 psia).</p> <p>Crudo en contacto con coque refractario.</p> <p>Lecho fluidizado con vapor, incluyendo calentamiento.</p> <p>Mayor producción de cortes livianos (&lt;C<sub>5</sub>).</p> <p>Menor producción de coque.</p> |

**Apéndice N° 5. Propiedades del coque retardado, el coque retardado de grado perdigón, el coque fluido y el flexicoque (Adaptación: Bryers, 1995).**

| DESCRIPCIÓN                            | COQUE<br>RETARDADO | COQUE<br>PERDIGÓN | COQUE<br>FLUIDO | FLEXICOQUE |
|----------------------------------------|--------------------|-------------------|-----------------|------------|
| Análisis inmediato (% peso)            |                    |                   |                 |            |
| Carbón fijo                            | 84,47              | 89,23             | 90,48           | 95,27      |
| Volatilidad                            | 8,52               | 5,21              | 3,93            | 1,77       |
| Cenizas                                | 1,06               | 0,87              | 0,31            | 2,50       |
| Humedad                                | 5,96               | 4,69              | 5,28            | 0,46       |
| Análisis de composición final (% peso) |                    |                   |                 |            |
| Carbón                                 | 83,44              | 86,81             | 82,28           | 92,31      |
| Hidrógeno                              | 3,35               | 3,46              | 1,74            | 0,68       |
| Oxígeno                                | 0,04               | 0,21              | 1,41            | 0,04       |
| Nitrógeno                              | 1,71               | 2,04              | 1,83            | 1,52       |
| Azufre                                 | 4,45               | 6,04              | 5,32            | 2,49       |
| Cenizas                                | 1,06               | 0,87              | 1,06            | 2,50       |
| Humedad                                | 5,95               | 0,57              | 6,29            | 0,46       |
| HHV, Btu/lb                            | 14530              | 15121             | 13325           | 14056      |
| Hardgrove index                        | 54                 | 39                | 35              | 55         |

**Apéndice N° 6. Método de Decisión Múltiple Binario MDMB (Diseño, 2007).**

El Método de Decisión Múltiple Binario se presenta como una herramienta para ser utilizada en la evaluación y selección de alternativas. Entre otras aplicaciones, en instrumentación el método se puede usar como ayuda en el análisis técnico-económico de ofertas, selección de configuraciones de control o selección de tecnologías. El método reduce la emisión de juicios de tipo subjetivos puesto que consiste de un proceso de evaluación donde los parámetros son comparados entre sí.

**• Introducción**

Cuando deseamos evaluar varias alternativas que se nos presentan durante la realización de algunas actividades de nuestro trabajo, bien sea el análisis técnico de ofertas, la selección entre varias configuraciones de un sistema, la escogencia en la aplicación de una determinada tecnología, etc. recurrimos a métodos de selección que generalmente implican la generación de una matriz de evaluación. Entre los varios objetos que cumplen las matrices de evaluación se puede mencionar, en primer lugar, el de proporcionarle al proceso de selección la objetividad requerida y en segundo término el de documentar el razonamiento empleado. Bien sabemos, sin embargo, el grado de subjetividad que lleva la generación de una matriz. Por ejemplo, a una determinada característica o parámetro que está siendo evaluado se le ha asignado un peso de 40%, para algunas personas éste debería tener 35%, mientras que para otras debería ser el 45% o 50%. Esto se debe principalmente a la forma personal con la que se asignan los factores de peso a los parámetros de la matriz. En este trabajo se presenta un método que trata de minimizar la subjetividad en la asignación de los factores de peso que tienen las matrices de evaluación. El mismo se conoce como "Método de Decisión Múltiple Binario" y nos referiremos a él como MDMB.

**• Descripción del MDMB**

El MDMB se utiliza para asignar los factores de peso a los diferentes parámetros que comprende una matriz de evaluación así como también, se usa para seleccionar, entre



diferentes alternativas propuestas, la más favorable de acuerdo a una puntuación obtenida a través del método. El procedimiento se describe a continuación:

- a) Se seleccionan los parámetros que interesan para las alternativas propuestas. (Ejemplo: costos, consumo de energía, facilidad para el mantenimiento, etc.). Los parámetros se deben definir con precisión para que su valor sea fácilmente proyectable.
- b) A estos parámetros seleccionados se les asigna un peso. El método a seguir consiste en comparar cada parámetro con los demás en la base de uno a uno. En esa comparación se determine cual de los dos es "el más importante". Por ejemplo, si entre los parámetros A y B, el más importante es él A, a este parámetro se le asigna un "1" mientras que al menos importante se le asigna un "0". En otras palabras, durante este proceso, se debe hacer la pregunta: ¿Es A más importante que B? En caso afirmativo A obtiene un "1" y B un "0". Si la respuesta es negativa el resultado es el contrario. Así se procede comparando A con C, A con D, etc., luego B con C, B con D, etc., y de esta manera, sucesivamente todos los parámetros. Los resultados se presentan en una matriz como se indica a continuación:

|   | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| A | - | 0 | 1 | 1 |
| B | 0 | - | 1 | 0 |
| C | 0 | 0 | - | 1 |
| D | 1 | 1 | 0 | - |

- c) Una vez hecha la comparación en pareja de los parámetros y haber obtenido los "unos y "ceros" indicativos, se procede a obtener los factores de peso para cada parámetro de la matriz. Para ello se aplica la siguiente fórmula:

$$\text{Peso} = (\text{SP/ST}) \times 100$$

Donde:

SP es la suma de los puntos obtenidos por un determinado parámetro. En la matriz es la suma de los "unos" de una línea en cuestión.

ST es la suma de la totalidad de los puntos. En la matriz éste número debe coincidir con la cantidad de "unos".

La Tabla anterior se complementa a continuación para ilustrar la distribución de los pesos:

|     | A | B | C | D | SP | Peso  |
|-----|---|---|---|---|----|-------|
| A   | - | 0 | 1 | 1 | 2  | 33,3% |
| B   | 0 | - | 1 | 0 | 1  | 16,6% |
| C   | 0 | 0 | - | 1 | 1  | 16,6% |
| D   | 1 | 1 | 0 | - | 2  | 33,3% |
| ST= |   |   |   |   | 6  | 100%  |

- d) Una vez obtenidos los factores de peso que se disponen para los parámetros de la matriz, se evalúan las alternativas entre sí. Supongamos que tenemos tres alternativas propuestas, I, II y III. Para obtener la alternativa más favorable se procede a calificarlas. Esto se hace comparando para cada parámetro. las alternativas entre sí. Así pues, para el parámetro A se comparan las alternativas I y II entre sí, la que dentro de éste parámetro sea la más favorable obtiene un "1". Las comparaciones se miden por su carácter objetivo, es decir cual es la más grande/pequeña, la más alta/baja, más cara/barata, etc. Se sigue comparando la alternativa I con la II, la II con la III y así sucesivamente, de ser el caso, hasta n alternativas. Aplicando la fórmula anterior de los Pesos, el procedimiento se repite para los otros parámetros y se va obteniendo una puntuación de alternativa por parámetro. A continuación se ilustran como se forman las tablas que reflejan esta puntuación:

**PARÁMETRO A**

|          | I | II | III | SP  | Peso  |
|----------|---|----|-----|-----|-------|
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>A</b> | - | 0  | 1   | 1   | 33,3% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>B</b> | 1 | -  | 1   | 2   | 66,7% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>C</b> | 0 | 0  | -   | 0   | 00,0% |
| -----    |   |    |     |     |       |
|          |   |    |     | ST= | 3     |

**PARÁMETRO B**

|          | I | II | III | SP  | Peso  |
|----------|---|----|-----|-----|-------|
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>A</b> | - | 0  | 1   | 1   | 33,3% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>B</b> | 1 | -  | 1   | 2   | 66,7% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>C</b> | 0 | 0  | -   | 0   | 00,0% |
| -----    |   |    |     |     |       |
|          |   |    |     | ST= | 3     |

**PARÁMETRO C**

|          | I | II | III | SP  | Peso  |
|----------|---|----|-----|-----|-------|
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>A</b> | - | 1  | 1   | 2   | 66,7% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>B</b> | 0 | -  | 0   | 0   | 00,0% |
| -----    |   |    |     |     |       |
| <b>C</b> | 0 | 1  | -   | 1   | 33,3% |
| -----    |   |    |     |     |       |
|          |   |    |     | ST= | 3     |

**PARÁMETRO D**

|          | <b>I</b> | <b>II</b> | <b>III</b> | <b>SP</b> | <b>Peso</b> |
|----------|----------|-----------|------------|-----------|-------------|
| <b>A</b> | -        | 1         | 1          | 2         | 66,7%       |
| <b>B</b> | 0        | -         | 0          | 0         | 00,0%       |
| <b>C</b> | 0        | 1         | -          | 1         | 33,3%       |

$$ST= 3$$

- e) Siguiendo los pasos delineados tenemos la puntuación parcial por alternativa par de cada parámetro. Seguidamente se pondera la puntuación obtenida por el peso que tiene cada parámetro dentro de la matriz de evaluación. Por ejemplo, para la alternativa I, el parámetro A vale 33,3%, por lo tanto, en la matriz esta alternativa obtiene una puntuación de:

$$(33,3/100) \times 33,3 = 11,1 \text{ puntos}$$

Esta puntuación se tabula y se suma para así obtener la puntuación de cada alternativa. La alternativa que obtenga más puntos será la más recomendable. A continuación se ilustra como queda la matriz con los valores finales:

|                    | <b>Peso</b> | <b>ALT I</b> | <b>ALT II</b> | <b>ALT III</b> |
|--------------------|-------------|--------------|---------------|----------------|
| <b>PARAMETRO A</b> | 33,3        | 11,1         | 22,2          | 0              |
| <b>PARAMETRO B</b> | 16,6        | 5,5          | 11,1          | 0              |
| <b>PARAMETRO C</b> | 16,6        | 11,1         | 0             | 5,5            |
| <b>PARAMETRO D</b> | 33,3        | 22,2         | 0             | 11,1           |
| <b>PUNTUACIÓN</b>  | 100,0       | 49,9         | 33,3          | 16,6           |

De los valores reflejados en la matriz, se observa que la alternativa más favorable es la I con el 49,9%, seguida de la alternativa II con el 33,3% y luego de la III con el 16,6%.

- **Aplicación del MDMB**

El MDMB encuentra su aplicación en diversas disciplinas de la ingeniería. En el área de instrumentación se puede usar en la evaluación técnico-económica de ofertas, siendo de ayuda para la selección de equipos e instrumentos con el mayor número de atributos favorables al usuario. El MDMB también se puede usar como herramienta en la selección de sistemas de control para casos donde se presentan diferentes tipos de instrumentación, tecnologías y configuraciones. Por ejemplo, el uso de control distribuido o centralizado, seguridad intrínseca o equipos a prueba de explosión, instrumentación neumática o electrónica, todas estas técnicas se pueden configurar en varias alternativas en las que en todas existen ventajas y desventajas que dependen de la situación planteada. Como se observa el MDMB es útil en la mayoría de los casos donde se presentan varias alternativas que son de difícil escogencia. Para obtener aún más objetividad en el proceso de aplicación del MTMB es conveniente reunir un grupo de personas con diferentes puntos de vista, pero todos con el mismo propósito de escoger una de las alternativas planteadas. Un grupo formado por personal de mantenimiento, de operaciones, de Ingeniería y de otras organizaciones sería idóneo para aplicar el MDMB en la escogencia, por ejemplo, de un sistema de control. Una vez que los integrantes, del grupo han acordado el uso del método y existe consenso a nivel de la asignación de "unos" y "ceros" el resultado es automático y muy objetivo.

Se puede decir, que una vez seleccionado los parámetros o atributos sujetos a evaluación, el MDMB es sencillo en su aplicación, se adapta con facilidad a una "hoja electrónica de cálculo" en microcomputadores donde se puede modificar e incluir nuevos factores y realizar estudios de sensibilidad. El método proporciona óptimos resultados cuando las comparaciones son absolutas, es decir, cuando los parámetros o atributos obtienen "unos" o "ceros", sin embargo cuando las opiniones no están bien definidas se puede obviar la pureza y asignar "medios puntos". Estas desviaciones, aún cuando no son recomendables, permiten dar matices al proceso de evaluación.

**Apéndice N° 7. Premisas económicas financieras (Fuente: Dirección ejecutiva de finanzas/ gerencia corporativa de evaluaciones financieras negocios nacionales e internacionales, 2007).**

1. Toda propuesta de inversión deberá presentar beneficios para la Nación y PDVSA, y haber sido seleccionada como indispensable para el logro de las metas establecidas en el Plan de Negocios Corporativo. Las propuestas de inversión deberán justificarse bajo criterios de eficiencia, evitando aquellas cuyas ventajas deriven exclusivamente de beneficios fiscales. De acuerdo con esto, se entiende como economías favorables de un programa o de un proyecto, que los indicadores económicos del mismo superen los mínimos exigidos por PDVSA para cada uno de sus negocios/filiales o que su ejecución, comparada contra la alternativa de no hacerlo, sea la opción menos costosa para PDVSA sin perjuicio de la Nación.
2. **Año Base** (período cero): **Año del presupuesto que se está considerando.**
3. Flujo de caja en términos de **moneda constante** al **Año Base**.
4. Para ser considerada, toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener un **Valor Presente Neto (VPN)** mayor a cero y una **Tasa Interna de Retorno (TIR)** superior a **15%**.
5. **La Tasa de Descuento** a utilizar a fin de determinar los indicadores económicos para PDVSA y sus filiales será de **10% real**. Para los proyectos en progreso cuya evaluación a costo total presente un VPN negativo, se deberá elaborar una evaluación con las inversiones remanentes y comparar con otras alternativas de inversión, básicamente utilizando el Valor Presente Neto (VPN) y la Eficiencia de la Inversión (EI).

6. Los **flujos de caja** resultantes en cada evaluación deberán ser calculados en **dólares equivalentes**. A fin de llevar desembolsos de años anteriores a dólares constantes, se deberá utilizar las paridades y los índices de inflación histórica indicados en **las Bases Económicas Formulación** (Apéndice N° 8) y la metodología para llevar valores nominales a valores constantes.
7. Como caso base, los programas y proyectos se evaluarán asumiendo que los mismos son ejecutados con recursos propios. Es decir, **sin incluir ningún concepto de financiamiento** en la evaluación económica de la propuesta.
8. En el caso que distintos renglones presupuestarios se orienten a un mismo objetivo, se deben considerar como una **“Propuesta Integral”** y se debe tomar el total de producción adicional a generar, el costo total de los programas o proyectos que conformen la propuesta y los ingresos y gastos que generan los renglones presupuestarios incluidos en ella. ***Para estos casos, los indicadores económicos solo se calcularán para la propuesta integral.***
9. Las evaluaciones económicas deberán calcularse en forma incremental. Se entiende como **“Evaluación Incremental”**, aquella que considera sólo los impactos/beneficios que ocurren en el negocio producto de ejecutar la inversión propuesta, descartando todos aquellos elementos cuya ocurrencia ya existe y/o es independiente de la ejecución del proyecto.
10. Como caso base, todas las propuestas deben evaluarse/presentarse a Nivel Unidad de Negocio/Filial, exceptuando los casos de propuestas de interés corporativo en los cuales se deberán realizar evaluaciones a Nivel Corporativo/Nación.
11. La disponibilidad de los servicios industriales, compra de materia prima, combustible y gas, debe ser soportada en la propuesta de inversión a través del ente que los suministre.

12. El escenario de precios a utilizar en las evaluaciones económicas, es el Escenario Base emitido por la Dirección Ejecutiva de Planificación Corporativa. En el caso de proyectos que comercialicen o consuman productos no listados en el escenario oficial de PDVSA, los precios a ser usados para esos productos o insumos deben ser solicitados a la Gerencia de Evaluaciones Económicas y Financieras de Proyectos, de la Dirección Ejecutiva de Finanzas, que hará la gestión ante las organizaciones responsables de establecer los escenarios.
13. Como caso base, las **contingencias por inversión** están incluidas en los estimados de costos que suministran las unidades de Ingeniería. En tal sentido, no será necesario volver a incluir este concepto dentro de la evaluación económica de proyectos.
14. Los programas y proyectos se evaluarán considerando los costos estimados de saneamiento ambiental.



**Apéndice N° 8. Bases económicas de formulación (Fuente: Dirección ejecutiva de finanzas/ gerencia corporativa de evaluaciones financieras negocios nacionales e internacionales, 2007).**

|                           | 1998   | 1999   | 2000   | 2001   | 2002    | 2003  | 2004  | 2005   | 2006  | 2007  |
|---------------------------|--------|--------|--------|--------|---------|-------|-------|--------|-------|-------|
| Índice Inflación Promedio | 135,78 | 167,79 | 194,98 | 219,41 | 268,63  | 352,2 | 428,7 | 497,2  | 565,0 | 633,4 |
| Índice Inflación F/A      | 151,29 | 181,59 | 205,98 | 231,28 | 303,47  | 385,7 | 459,7 | 525,7  | 614,9 | 677,0 |
| Índice Inflación Externa  | 125,7  | 128,3  | 130,8  | 134,7  | 137,1   | 141,1 | 143,9 | 146,78 | 151,2 | 155,7 |
| T. Cambio Promedio        | 547,55 | 605,70 | 679,93 | 723,67 | 1163,91 | 1609  | 1886  | 2150   | 2150  | 2150  |
| T. Cambio F/A             | 564,50 | 648,25 | 699,75 | 763,00 | 1401,25 | 1600  | 1920  | 2150   | 2150  | 2150  |

**Figura A.** Paridades e índices de inflación históricos.

|                           | 2008  |
|---------------------------|-------|
| Índice Inflación Promedio | 709,4 |
| Índice Inflación F/A      | 742,1 |
| Índice Inflación Externa  | 155,7 |
| T. Cambio Promedio        | 2150  |
| Bolívar Fuerte            | 2,15  |
| T. Cambio F/A             | 2150  |
| Bolívar Fuerte            | 2,15  |

**Figura B.** Escenario de paridad e índices de inflación del plan de negocios.

La evaluación se presentará a PDVSA en términos de moneda constante del año 2007. En tal sentido deben usarse las siguientes bases:

|                                                  |       |
|--------------------------------------------------|-------|
| Índice de Inflación Interna Base en Bs.          | 709,4 |
| Índice de Inflación Base en \$                   | 155,7 |
| Paridad Promedio para las Evaluaciones, Bs./US\$ | 2150  |
| Bolívar Fuerte                                   | 2,15  |

Estimación Preliminar No Oficial

**Figura C.** Bases de la moneda para la evaluación económica.

## Apéndice N° 9. Caracterización del coque generado en los mejoradores de la FPO.

**Tabla A.** Caracterización del coque de PetroCedeño (PetroCedeño, 2007).

| <b>Análisis inmediato AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>                                                  |
|----------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------|
| Materia volátil                                                      | 10,73                                                         |
| Cenizas                                                              | 0,54                                                          |
| Humedad total                                                        | 10,40                                                         |
| <b>Análisis elemental AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>                                                  |
| Azufre                                                               | 4,53                                                          |
| <b>Otros análisis</b>                                                | <b>Valor</b>                                                  |
| Gross calorific value (Btu/lb)                                       | 13.660                                                        |
| Hardgrove index                                                      | 61                                                            |
| Granulometría (%)                                                    | 2" = 0,7<br>1" = 6,9<br>½" = 31,8<br>¼" = 23,3<br>< ¼" = 37,2 |
| <b>Datos comerciales</b>                                             |                                                               |
| Operación y manejo del sistema de transporte de sólidos del Terminal | Aimvenca                                                      |
| Producción (ton/día)                                                 | 6.484                                                         |
| Clientes                                                             | Citgo Petroleum,<br>Rheinbraun,<br>SSM Petcoke<br>LLC.        |

**Tabla B.** Caracterización del coque de E y P Cabrutica (E y P Cabrutica, 2007; PDVSA-INTEVEP, 2007).

| <b>Análisis inmediato AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>                                                                                                 |
|----------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Carbono fijo                                                         | 92,92                                                                                                        |
| Materia volátil                                                      | 5,79                                                                                                         |
| Cenizas                                                              | 0,33                                                                                                         |
| Humedad total                                                        | 10                                                                                                           |
| <b>Análisis elemental AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>                                                                                                 |
| Carbono                                                              | 87,35                                                                                                        |
| Hidrógeno                                                            | 2,79                                                                                                         |
| Nitrógeno                                                            | 2,81                                                                                                         |
| Azufre                                                               | 4,41                                                                                                         |
| <b>Otros análisis</b>                                                | <b>Valor</b>                                                                                                 |
| Análisis níquel (ppm)                                                | 414                                                                                                          |
| Análisis vanadio (ppm)                                               | 2.207                                                                                                        |
| Análisis sodio (ppm)                                                 | 100                                                                                                          |
| Gross calorific value (Btu/lb)                                       | 15.277                                                                                                       |
| Hardgrove index                                                      | 40                                                                                                           |
| Granulometría (%)                                                    | 65% que pase por el tamiz de 2cm<br>35% que pase por el tamiz de 5cm                                         |
| <b>Datos comerciales</b>                                             |                                                                                                              |
| Operación y manejo del sistema de transporte de sólidos del terminal | Koch Terminales y Sólidos del Caribe, Tecnoconsult Servicios de Operaciones y mantenimiento                  |
| Producción (ton/día)                                                 | 3.212                                                                                                        |
| Precio (\$/Ton)                                                      | 46,15 (Promedio, año 2006)                                                                                   |
| Clientes                                                             | Capex Industries Limited (CAPEX), Naftoil International Ltd C.A, Koch Mineral S.A. (KMSA), Bulk Trading S.A. |

**Tabla C.** Caracterización del coque de PetroPiar (PetroPiar, 2008).

| <b>Análisis inmediato AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b> |
|----------------------------------------------------------------------|--------------|
| Materia volátil                                                      | 11,96        |
| Cenizas                                                              | 0,46         |
| Humedad total                                                        | 11,37        |
| <b>Análisis elemental AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b> |
| Carbono                                                              | 78,62        |
| Nitrógeno                                                            | 2,05         |
| Azufre                                                               | 4,40         |
| <b>Otros análisis</b>                                                | <b>Valor</b> |
| Análisis níquel (ppm)                                                | 204          |
| Análisis vanadio (ppm)                                               | 2.114        |
| Gross calorific value (Btu/lb)                                       | 15.214       |
| Hardgrove index                                                      | 62           |
| <b>Datos comerciales</b>                                             |              |
| Operación y manejo del sistema de transporte de sólidos del terminal | Aimvenca     |
| Producción (ton/día)                                                 | 3.755        |

**Tabla D.** Caracterización del coque de PetroMonagas (PetroMonagas, 2008).

| <b>Análisis inmediato AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>     |
|----------------------------------------------------------------------|------------------|
| Materia Volátil                                                      | 10,81            |
| Cenizas                                                              | 0,48             |
| Humedad total                                                        | 11,10            |
| <b>Análisis elemental AsRcv (%peso)</b>                              | <b>Valor</b>     |
| Nitrógeno                                                            | 1,84             |
| Azufre                                                               | 4,20             |
| <b>Otros análisis</b>                                                | <b>Valor</b>     |
| Análisis níquel (ppm)                                                | 214              |
| Análisis vanadio (ppm)                                               | 2.091            |
| Gross calorific value (Btu/lb)                                       | 13.592           |
| Hardgrove index                                                      | 73               |
| <b>Datos comerciales</b>                                             |                  |
| Operación y manejo del sistema de transporte de sólidos del terminal | Perssonel Suport |
| Producción (ton/día)                                                 | 2.400            |

**Apéndice N° 10. Tipos de procesos de gasificación y parámetros de evaluación a nivel de características y preparación de la alimentación, condiciones de operación, servicios y experiencia (Fuente: elaboración propia).**

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN                   | LECHO FIJO                                                                  | LECHO FLUIDIZADO                                             | FLUJO ARRASTRADO                                                          |
|-------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------|
| <b>Características de la alimentación</b> |                                                                             |                                                              |                                                                           |
| Alimentaciones deseables                  | Carbón (bituminoso, lignita).                                               | Carbón (bituminoso, antracita), biomasa.                     | Carbón (bituminoso, lignita), residuales de petróleo, coque, gas natural. |
| Contenido de ceniza permisible            | Alto (> 35%)                                                                | Moderado                                                     | Bajo (1-8%)                                                               |
| Contenido de azufre permisible            | Bajo (<10%)                                                                 | Alto (>10%)                                                  | Bajo (<10%)                                                               |
| <b>Preparación de la alimentación</b>     |                                                                             |                                                              |                                                                           |
| Tamaño de partícula                       | <50mm                                                                       | < 6mm                                                        | <2,4mm                                                                    |
| Sistema de alimentación                   | Ninguna                                                                     | Ninguna                                                      | Slurry/ Implusada por N2                                                  |
| <b>Condiciones de operación</b>           |                                                                             |                                                              |                                                                           |
| Operación                                 | Continua en contracorriente                                                 | Continua con tres modos de velocidad                         | Continua co-corriente                                                     |
| Temperatura, °C                           | 400-1.100                                                                   | 800-1.050                                                    | 1.200-1.600                                                               |
| Presión, atm                              | 10-99                                                                       | 10-24                                                        | 25-39                                                                     |
| Tiempo de residencia                      | Alto (15-60min)                                                             | Corto (10-100s)                                              | Muy corto                                                                 |
| Temperatura a la salida del gas, °C       | Baja: 425-650                                                               | Moderada: 900-1050                                           | Alta: 1250-1600                                                           |
| Conversión de carbono                     | Moderada con la formación de significativas cantidades de CH <sub>4</sub> . | Pobre con carbones bituminosos y coque. Formación de metano. | Alta (99%). Formación de pequeñas trazas de metano.                       |
| Condiciones de la ceniza subproducto      | Secas (char), fundidas (slag)                                               | Secas (char), aglomeradas                                    | Fundidas (slag)                                                           |

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN                                                  | LECHO FIJO                                                                                                                                                  | LECHO FLUIDIZADO                                                        | FLUJO ARRASTRADO                                                                                                                                                                  |
|--------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Servicios</b>                                                         |                                                                                                                                                             |                                                                         |                                                                                                                                                                                   |
| <b>Demanda de oxidante</b>                                               | Baja                                                                                                                                                        | Moderada (aire/oxígeno)                                                 | Alta (O <sub>2</sub> ), sobretudo si la alimentación posee una alta humedad y contenido de cenizas.                                                                               |
| <b>Demanda de vapor</b>                                                  | <i>Cenizas secas:</i> Alta.<br><i>Cenizas fundidas:</i> Baja.                                                                                               | Moderada                                                                | Baja                                                                                                                                                                              |
| <b>Reciclo de alquitranes y aceites</b>                                  | Requerido                                                                                                                                                   | No requerido                                                            | No requerido                                                                                                                                                                      |
| <b>Reciclo de residuos carbonosos y cenizas</b>                          | No requerido                                                                                                                                                | Requerido                                                               | Requerido                                                                                                                                                                         |
| <b>Enfriadores del gas de síntesis</b>                                   | No requeridos                                                                                                                                               | Requeridos                                                              | Requeridos                                                                                                                                                                        |
| <b>Sistemas de limpieza del gas</b>                                      | Remoción de alquitranes y aceites.<br>Remoción de gases ácidos severa.                                                                                      | Remoción de carbón residual y cenizas.<br>Remoción de gases ácidos.     | Remoción de carbón residual y cenizas.<br>Remoción de gases ácidos severa.                                                                                                        |
| <b>Experiencia</b>                                                       |                                                                                                                                                             |                                                                         |                                                                                                                                                                                   |
| <b>Procesos típicos</b>                                                  | <i>Cenizas secas:</i> Lurgi.<br><i>Cenizas fundidas:</i> BGL.                                                                                               | <i>Cenizas secas:</i> Winkler, HTW.<br><i>Cenizas aglomeradas:</i> KRW. | Shell, Texaco, E-Gas, Noell, Prenflo                                                                                                                                              |
| <b>Desarrollo a nivel industrial</b>                                     | Si                                                                                                                                                          | No                                                                      | Si                                                                                                                                                                                |
| <b>Aplicaciones</b>                                                      | Plantas IGCC para generación eléctrica y combustibles sintéticos.                                                                                           | Plantas IGCC para generación eléctrica.                                 | Plantas IGCC para generación eléctrica, producción de químicos, producción de H <sub>2</sub> . Combustibles sintéticos.                                                           |
| <b>Máxima capacidad de plantas actualmente en operación/construcción</b> | <i>Carbón:</i> 10.000 ton/día. Líquidos F-T (Sudáfrica). <i>Biomasa:</i> 600 ton/día basura doméstica, 150 ton/día carbón. Electricidad/metanol (Alemania). | <i>Carbón:</i> 2.000 ton/día. Electricidad (República Checa).           | <i>Carbón:</i> 5000 ton/día. Electricidad (Italia). <i>Coque:</i> 3.500 ton/día. H <sub>2</sub> /Electricidad (India). <i>Carbón+coque:</i> 2.600 ton/día. Electricidad (España). |
| <b>Costos operativos</b>                                                 | Moderado                                                                                                                                                    | Bajo                                                                    | Alto (materiales especiales de construcción por altas temperaturas)                                                                                                               |

**Apéndice N° 11. Comparación uno a uno de los parámetros de evaluación para la asignación de pesos en la matriz de selección del proceso de gasificación a emplear (Fuente: elaboración propia).**

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN       | Alimentaciones deseables | Tamaño de partícula | Temperatura | Tiempo de residencia | Conversión de carbono | Demanda de oxidante | Demanda de vapor | Desarrollo a nivel industrial | Aplicaciones | Costos operativos |
|-------------------------------|--------------------------|---------------------|-------------|----------------------|-----------------------|---------------------|------------------|-------------------------------|--------------|-------------------|
| Alimentaciones deseables      | -                        | 1                   | 0           | 0                    | 0                     | 0                   | 1                | 0                             | 0            | 0                 |
| Tamaño de partícula           | 0                        | -                   | 0           | 0                    | 0                     | 0                   | 1                | 0                             | 0            | 0                 |
| Temperatura                   | 1                        | 1                   | -           | 1                    | 0                     | 1                   | 0                | 1                             | 0            | 1                 |
| Tiempo de residencia          | 0                        | 1                   | 0           | -                    | 0                     | 0                   | 1                | 0                             | 0            | 0                 |
| Conversión de carbono         | 1                        | 1                   | 0           | 1                    | -                     | 1                   | 0                | 0                             | 1            | 1                 |
| Demanda de oxidante           | 1                        | 1                   | 0           | 1                    | 0                     | -                   | 1                | 0                             | 0            | 0                 |
| Demanda de vapor              | 0                        | 1                   | 0           | 0                    | 0                     | 0                   | -                | 1                             | 1            | 0                 |
| Desarrollo a nivel industrial | 1                        | 1                   | 1           | 1                    | 1                     | 1                   | 1                | -                             | 0            | 0                 |
| Aplicaciones                  | 1                        | 1                   | 0           | 1                    | 0                     | 0                   |                  | 0                             | -            | 0                 |
| Costos operativos             | 1                        | 1                   | 0           | 1                    | 0                     | 1                   | 1                | 0                             | 0            | -                 |

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN       | SP | Peso |
|-------------------------------|----|------|
| Alimentaciones deseables      | 2  | 5,1  |
| Tamaño de partícula           | 1  | 2,6  |
| Temperatura                   | 6  | 15,4 |
| Tiempo de residencia          | 2  | 5,1  |
| Conversión de carbono         | 6  | 15,4 |
| Demanda de oxidante           | 4  | 10,3 |
| Demanda de vapor              | 3  | 7,7  |
| Desarrollo a nivel industrial | 7  | 17,9 |
| Aplicaciones                  | 3  | 7,7  |
| Costos operativos             | 5  | 12,8 |
| ST=                           | 39 | 100  |

**Apéndice N° 12. Comparación de tipos de procesos de gasificación según  
parámetro de evaluación (Fuente: Elaboración propia)**

**a) Alimentaciones deseables**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso  |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|-------|
| Lecho móvil                     | -           | 0            | 0                | 0,0   |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 0                | 0,0   |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 100,0 |

**b) Tamaño de partícula**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 1                | 66,7 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 1                | 33,3 |
| Flujo arrastrado                | 0           | 0            | -                | 0,0  |

**c) Temperatura**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 1                | 66,7 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 1                | 33,3 |
| Flujo arrastrado                | 0           | 0            | -                | 0,0  |

**d) Tiempo de residencia**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 0            | 0                | 0,0  |
| Lecho fluido                    | 1           | -            | 0                | 33,3 |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 66,7 |

**e) Conversión de carbono**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 0                | 33,3 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 0                | 0,0  |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 66,7 |



**f) Demanda de oxidante**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 1                | 66,7 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 1                | 33,3 |
| Flujo arrastrado                | 0           | 0            | -                | 0,0  |

**g) Demanda de vapor**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 0                | 33,3 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 0                | 0,0  |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 66,7 |

**h) Desarrollo a nivel industrial**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 0                | 33,3 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 0                | 0,0  |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 66,7 |

**i) Aplicaciones**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 1            | 0                | 33,3 |
| Lecho fluido                    | 0           | -            | 0                | 0,0  |
| Flujo arrastrado                | 1           | 1            | -                | 66,7 |

**j) Costos operativos**

| Tipo de proceso de gasificación | Lecho móvil | Lecho fluido | Flujo arrastrado | Peso |
|---------------------------------|-------------|--------------|------------------|------|
| Lecho móvil                     | -           | 0            | 1                | 33,3 |
| Lecho fluido                    | 1           | -            | 1                | 66,7 |
| Flujo arrastrado                | 0           | 0            | -                | 0,0  |

**Apéndice N° 13. Tecnologías de gasificación flujo arrastrado y parámetros de evaluación a nivel de experiencia, características del proceso, combustible deseado y aplicaciones (Fuente: elaboración propia).**

| CATEGORÍA                         | GE-ENERGY (TEXACO)                                                                         | SHELL                                                                                         | E-GAS (DESTEC)                                                                      | KRUPP-KOPPERS (PRENFLO-UHDE)                                                                  | NOELL (BGL)                                                                                   |
|-----------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Experiencia</b>                |                                                                                            |                                                                                               |                                                                                     |                                                                                               |                                                                                               |
| <b>Estatus comercial</b>          | Comercial, más de 20 unidades en operación.                                                | Primera unidad de demostración a gran escala actualmente en operación.                        | Segunda unidad de demostración a gran escala actualmente en operación.              | Primera unidad de demostración a gran escala en operación.                                    | Primera unidad de demostración de mediana escala actualmente en operación.                    |
| <b>Plantas claves</b>             | Amoníaco Ube: Ube, Japón.                                                                  | Buggenum, The Netherlands.                                                                    | Wabash River, Indiana, U.S.                                                         | Puertollano, España.                                                                          | Schwarse pumpe, Germany.                                                                      |
| <b>Características de proceso</b> |                                                                                            |                                                                                               |                                                                                     |                                                                                               |                                                                                               |
| <b>Paredes del reactor</b>        | Ladrillos refractarios.                                                                    | Membrana de tubos de acero refrigerados con agua, protegida por un recubrimiento refractario. | Ladrillos refractarios.                                                             | Membrana de tubos de acero refrigerados con agua, protegida por un recubrimiento refractario. | Membrana de tubos de acero refrigerados con agua, protegida por un recubrimiento refractario. |
| <b>Etapas</b>                     | 1                                                                                          | 1                                                                                             | 2                                                                                   | 1                                                                                             | 1                                                                                             |
| <b>Flujo</b>                      | Descendente.                                                                               | Ascendente.                                                                                   | Ascendente.                                                                         | Ascendente.                                                                                   | Descendente.                                                                                  |
| <b>Enfriamiento del gas</b>       | Radiante/ convectivo (agua o vapor dentro de los tubos, gas fuera) o tipo quench con agua. | Convectivo (después de un quench parcial con reciclo de gas).                                 | Caldera convectiva pirotubular con circulación de los gases en sentido descendente. | Radiante/convectivo.                                                                          | Quench con agua.                                                                              |
| <b>Oxidante</b>                   | Oxígeno                                                                                    | Oxígeno                                                                                       | Oxígeno                                                                             | Oxígeno                                                                                       | Oxígeno                                                                                       |
| <b>Sistema de alimentación</b>    | Húmeda: suspensión con agua (water slurry), bombas.                                        | Seca: sistema de depósitos a presión (lock hoppers).                                          | Húmeda: suspensión con agua (water slurry), bombas.                                 | Seca: sistema de depósitos a presión (lock hoppers).                                          | Húmeda: suspensión con agua (water slurry), bombas.                                           |
| <b>Limpieza del gas</b>           | Separación de partículas por lavado con agua.                                              | Filtros cerámicos.                                                                            | Filtros cerámicos.                                                                  | Filtros cerámicos.                                                                            | Separación de partículas por lavado con agua.                                                 |
| <b>Descarga de cenizas</b>        | Cenizas volantes y residual slag con depósitos presión.                                    | Cenizas volantes y residual slag.                                                             | Residual slag. Sistema propio patentado.                                            | Cenizas volantes y residual slag.                                                             | Cenizas volantes y residual slag.                                                             |

| CATEGORÍA                                                        | GE-ENERGY<br>(TEXACO)                                                                                | SHELL                                                                                 | E-GAS (DESTEC)                                                                                       | KRUPP-KOPPERS<br>(PRENFLO-UHDE)                                                       | NOELL (BGL)                                                                                          |
|------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Requerimientos/ Características deseables del combustible</b> |                                                                                                      |                                                                                       |                                                                                                      |                                                                                       |                                                                                                      |
| <b>Tamaño de partícula y preparación</b>                         | Molino húmedo de trituración con martillos.                                                          | Pulverización y secado.                                                               | Molino húmedo de trituración con martillos.                                                          | Pulverización y secado.                                                               | Molino húmedo de trituración con martillos.                                                          |
| <b>Cenizas</b>                                                   | Bajo contenido de cenizas altamente favorecidos con alimentación tipo slurry.                        | Reblandecimiento de las cenizas ligeramente favorecido con bajo contenido de cenizas. | Bajo contenido de cenizas altamente favorecidos con alimentación tipo slurry.                        | Reblandecimiento de las cenizas ligeramente favorecido con bajo contenido de cenizas. | Bajo contenido de cenizas altamente favorecidas con alimentación tipo slurry.                        |
| <b>Humedad inherente (IM)</b>                                    | Combustibles con bajo contenido de humedad total altamente favorecidos con alimentación tipo slurry. | Secado ligeramente favorecido con bajo contenido de humedad.                          | Combustibles con bajo contenido de humedad total altamente favorecidos con alimentación tipo slurry. | Secado ligeramente favorecido con bajo contenido de humedad.                          | Combustibles con bajo contenido de humedad total altamente favorecidos con alimentación tipo slurry. |
| <b>Reactividad</b>                                               | Cualquiera.                                                                                          | Cualquiera.                                                                           | Moderada.                                                                                            | Cualquiera.                                                                           | Cualquiera.                                                                                          |
| <b>Materia volátil</b>                                           | Cualquier cantidad.                                                                                  | Cualquier cantidad.                                                                   | Moderada.                                                                                            | Cualquier cantidad.                                                                   | Cualquier cantidad.                                                                                  |
| <b>Alimentación deseable</b>                                     | Coque de petróleo.                                                                                   | Cualquiera.                                                                           | Carbón bituminoso de bajo contenido de cenizas.                                                      | Cualquiera.                                                                           | Carbón y desechos (biomasa).                                                                         |
| <b>Aplicaciones</b>                                              |                                                                                                      |                                                                                       |                                                                                                      |                                                                                       |                                                                                                      |
| <b>Características distintivas</b>                               | Amplia experiencia, buena comercialización. Práctica IGCC.                                           | La mala operación en demostraciones IGCC debido a la complejidad de la integración.   | Menor costo de operación y mejor operación que otras tecnologías. IGCC para producción eléctrica.    | La mala operación en demostraciones IGCC debido a la complejidad de la integración.   | Similar a Texaco con menor costo en el sistema de enfriamiento del gas.                              |
| <b>Claves de operación</b>                                       | Diseño tipo quench a alta presión con coque.                                                         | Otras demostraciones sin IGCC.                                                        | Pruebas con coque con ciertas ventajas y menor costo.                                                | Diferencias menores con Shell, planes de expansión.                                   | Diferencias menores con Texaco.                                                                      |

**Apéndice N° 14. Experiencia comercial de la tecnología de gasificación GE-Energy (Fuente: Gasification Technologies Council, 2008).**

| GAS ID | PLANTA                     | AÑO  | PAÍS  | ALIM.          | CAP. DE ALIM. | UNIDADES | PRODUCTO | CAP. PRODUCTO | UNIDADES | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|----------------------------|------|-------|----------------|---------------|----------|----------|---------------|----------|---------------------|
| 11     | Lu Nan Ammonia Plant       | 1993 | China | Bit. coal      | 350           | mt/d     | Ammonia  | 200           | mt/d     | 71,80               |
| 12     | Shanghai Coking & Chemical | 1995 | China | Anthracite     | 1.500         | mt/d     | Methanol |               | mt/d     | 209,20              |
| 14     | Shaanxi Ammonia Plant      | 1996 | China | Coal           | 1.640         | mt/d     | Ammonia  | 900           | mt/d     | 278,90              |
| 18     | Ube City Ammonia Plant     | 1984 | Japan | Coal & petcoke | 1.650         | mt/d     | Ammonia  | 1.250         | mt/d     | 293,90              |
| 179    | Ube City CO Plant          | 1982 | Japan | Petcoke        | 95            | mt/d     | CO       | 6.500.000     | scf/d    | 27,30               |
| 185    | Hefei City Ammonia Plant   | 2000 | China | Coal           | 898,10        | mt/d     | Ammonia  | 667           | mt/d     | 191,40              |
| 384    | GE Jinling, Nanking        | 2005 | China | Coal           | 0,00          | -        | Methanol | 0,00          | -        | 174,30              |
| 386    | GE China 5                 | 2006 | China | Coal           | 0,00          | -        | Methanol | 0,00          | -        | 284,30              |
| 387    | Sinopec Jinling            | 2005 | China | Coal           | 0,00          | -        | Ammonia  | 0,00          | -        | 287,10              |
| 388    | GE China 4                 | 2005 | China | Coal           | 0,00          | -        | Ammonia  | 0,00          | -        | 287,10              |
| 389    | GE China 3                 | 2005 | China | Coal           | 0,00          | -        | Ammonia  | 0,00          | -        | 287,10              |
| 390    | [no name]                  | 2004 | China | Coal           | 0,00          | -        | Ammonia  | 0,00          | -        | 300                 |
| 391    | Gas Plant No. 2            | 1997 | China | Coal           | 0,00          | -        | Methanol | 0,00          | -        | 104,60              |

| GAS ID | PLANTA                                          | AÑO  | PAÍS          | ALIM.         | CAP. DE ALIM. | UNIDADES | PRODUCTO         | CAP. PRODUCTO | UNIDADES | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|-------------------------------------------------|------|---------------|---------------|---------------|----------|------------------|---------------|----------|---------------------|
| 396    | Shaanxi Shenmu Chemical Plant                   | 2005 | China         | Coal          | -             | -        | -                | -             | -        | 263                 |
| 398    | Weihe Chemical                                  | 2006 | China         | Coal          | -             | -        | -                | -             | -        | 395                 |
| 46     | Ville Methanol Plant                            | 1985 | Germany       | Coal          | 977           | mt/d     | Methanol         | 1.000         | mt/d     | 305,10              |
| 27     | Kingsport Integrated Coal Gasification Facility | 1983 | United States | Bit. coal     | 1.225         | t/d      | Acetic anhydride | 680           | mt/d     | 218,70              |
| 31     | Delaware Clean Energy Cogeneration Project      | 2002 | United States | Fluid petcoke | 2.100         | mt/d     | Electricity      | 160           | MW (net) | 519,50              |
| 35     | Coffeyville Syngas Plant                        | 2000 | United States | Petcoke       | 1.100         | mt/d     | Ammonia          | 1.000         | mt/d     | 292,70              |
| 37     | Polk County IGCC Project                        | 1996 | North America | Coal          | Coal/Petcoke  | 2.200    | mt/d             | Electricity   | 250      | MWe (net)           |
| 407    | BP Hydrogen Power                               | 2012 | North America | Petcoke       | Petcoke       |          |                  | Electricity   | 630      | MW                  |
| 408    | Edwardsport IGCC                                | 2011 | North America | Coal          | Coal          |          |                  | Electricity   | 630      | MW                  |
| 409    | Taylorville Energy Center                       | 2012 | North America | Coal          | Coal          |          |                  | Electricity   | 630      | MW                  |
| 413    | Beaumont Chemical Facility                      | 2011 | North America | Coal          | Coal          |          |                  | Methanol      |          |                     |
| 414    | Faustina Hydrogen Products LLC                  | 2010 | North America | Coal          | Coal          |          |                  | Ammonia       |          |                     |

**Apéndice N° 15. Experiencia comercial de la tecnología de gasificación Shell (Fuente: Gasification Technologies Council, 2008).**

| GAS ID | PLANTA                              | AÑO  | PAÍS  | ALIM.   | CAP. DE ALIM. | UNIDADES | PRODUCTO       | CAP. PRODUCTO | UNIDADES | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|-------------------------------------|------|-------|---------|---------------|----------|----------------|---------------|----------|---------------------|
| 328    | Paradip Gasification H2/Power Plant | 2010 | India | Petcoke | 3.500         | mt/d     | H <sub>2</sub> | 160           | MMscf/d  | 888,60              |
| 335    | Dong Ting Ammonia Plant             | 2006 | China | Coal    | 2.000         | mt/d     | Ammonia        |               | mt/d     | 466,20              |
| 336    | Hubei Ammonia Plant                 | 2006 | China | Coal    | 2.000         | mt/d     | Ammonia        |               | mt/d     | 466,20              |
| 364    | Shuanghuan Chemical                 | 2006 | China | Coal    | 900           | t/d      |                | 0,00          |          | 197                 |
| 366    | Sinopec, Yueyang                    | 2006 | China | Coal    | 2.000         | t/d      |                | 0,00          |          | 509                 |
| 367    | Sinopec, Zhijiang                   | 2005 | China | Coal    | 2.000         | t/d      |                | 0,00          |          | 273,4               |
| 375    | [no name]                           | 2005 | China | Coal    | 2.150         | mt/d     | Ammonia        | 0,00          |          | 424                 |
| 377    | Sinopec, Anqing                     | 2006 | China | Coal    | 2.000         | mt/d     | Ammonia        | 0,00          |          | 509                 |
| 378    | Dahua Chemicals, Dalian             | 2007 | China | Coal    | 1.1000        | mt/d     | Methanol       | 0,00          |          | 232                 |
| 379    | Yuntianhua Chemicals, Anning        | 2007 | China | Coal    | 2.700         | mt/d     | Ammonia        | 0,00          |          | 465                 |

| GAS ID | PLANTA                        | AÑO  | PAÍS        | ALIM.     | CAP. DE ALIM. | UNIDADES   | PRODUCTO                 | CAP. PRODUCTO | UNIDADES | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|-------------------------------|------|-------------|-----------|---------------|------------|--------------------------|---------------|----------|---------------------|
| 380    | Yunzhanhua Chemicals, Huashan | 2007 | China       | Coal      | 2.700         | mt/d       | Ammonia                  | 0,00          |          | 465                 |
| 381    | Shenhua, Majiata              | 2008 | China       | Coal      | 4.500         | mt/d       | Direct coal liquefaction | 0,00          |          | 861                 |
| 382    | [no name]                     | 2007 | China       | Coal      | 2.150         | mt/d       | Methanol                 | 0,00          |          | 424                 |
| 397    | Sinopec Wuhan, Hubei          | 2006 | China       | Coal      |               |            |                          |               |          | 509                 |
| 401    | Kaixiang Chemical Plant       | 2008 | China       | Coal      |               |            | Methanol                 |               |          | 257                 |
| 402    | Yongcheng Shell Plant         | 2008 | China       | Coal      |               |            |                          |               |          | 466                 |
| 403    | Puyang Plant                  | 2008 | China       | Coal      |               |            | Methanol                 |               |          | 463                 |
| 404    | Tianjin Chemical Plant        | 2010 | China       | Coal      |               |            | Ammonia                  |               |          | 112,40              |
| 405    | Guizhou Chemical Plant        | 2010 | China       | Coal      |               |            | Ammonia                  |               |          | 562                 |
| 406    | Inner Mongolia Chemical Plant | 2011 | China       | Coal      |               |            | Methanol                 |               |          | 3.373               |
| 56     | Buggenum IGCC Plant           | 1994 | Netherlands | Bit. coal | 2.000         | mt/d (max) | Electricity              | 253           | MWe      | 465,90              |

**Apéndice N° 16. Experiencia comercial de la tecnología de gasificación E-Gas (Fuente: Gasification Technologies Council, 2008).**

| GAS ID | PLANTA                                       | AÑO  | PAÍS          | ALIM.   | CAP. DE ALIM. | UNIDADES | PRODUCTO    | CAP. PRODUCTO | UNIDADES  | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|----------------------------------------------|------|---------------|---------|---------------|----------|-------------|---------------|-----------|---------------------|
| 327    | Sulcis IGCC Project                          | 2009 | Italy         | Coal    | 4.356         | mt/d     | Electricity | 450           | MW        | 956,90              |
| 33     | Wabash River Energy Ltd.                     | 1995 | United States | Petcoke | 2.000         | mt/d     | Electricity | 262           | MWe (net) | 590,6               |
| 60     | Lima Energy IGCC Plant                       | 2010 | United States | Petcoke |               |          | Electricity | 540           | MW        | 2.560               |
| 358    | Mesaba Energy Project                        | 2013 | United States | Coal    | 5.000         | t/d      | Electricity | 530           | MW        | 0,0000              |
| 362    | East Dubuque Fischer Tropsch                 | 2011 | United States | Coal    | 2.500         | t/d      | FT Liquids  | 0,0000        |           | 355                 |
| 416    | Rentech Strategic Fuels and Chemicals Center | 2012 | United States | Coal    |               |          | FT Liquids  |               |           | 1.420               |

**Apéndice N° 17. Experiencia comercial de la tecnología de gasificación Krupp-Koppers (Fuente: Gasification Technologies Council, 2008).**

| GAS ID | PLANTA                | AÑO  | PAÍS  | ALIM. | CAP. DE ALIM. | UNIDADES | PRODUCTO    | CAP. PRODUCTO | UNIDADES | SALIDA SYNGAS (MWT) |
|--------|-----------------------|------|-------|-------|---------------|----------|-------------|---------------|----------|---------------------|
| 58     | Puertollano GCC Plant | 1997 | Spain | Coal  | 2.600         | mt/d     | Electricity | 335           | MWe      | 587,8               |



**Apéndice N° 18. Comparación uno a uno de los parámetros de evaluación para la asignación de pesos en la matriz de selección de la tecnología de gasificación a emplear (Fuente: elaboración propia).**

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN     | Estatus | Paredes del reactor | Enfriamiento del gas | Sistema de alimentación | Limpieza del gas | Alimentación deseable | Características distintivas |
|-----------------------------|---------|---------------------|----------------------|-------------------------|------------------|-----------------------|-----------------------------|
| Estatus                     | -       | 1                   | 1                    | 1                       | 1                | 0                     | 0                           |
| Paredes del reactor         | 0       | -                   | 0                    | 0                       | 0                | 0                     | 1                           |
| Enfriamiento del gas        | 0       | 1                   | -                    | 0                       | 0                | 0                     | 1                           |
| Sistema de alimentación     | 0       | 1                   | 1                    | -                       | 1                | 1                     | 1                           |
| Limpieza del gas            | 0       | 1                   | 1                    | 0                       | -                | 1                     | 1                           |
| Alimentación deseable       | 1       | 1                   | 1                    | 0                       | 0                | -                     | 0                           |
| Características distintivas | 1       | 0                   | 0                    | 0                       | 0                | 1                     | -                           |

| PARÁMETRO DE EVALUACIÓN     | SP | Peso |
|-----------------------------|----|------|
| Estatus                     | 4  | 19,0 |
| Paredes del reactor         | 1  | 4,8  |
| Enfriamiento del gas        | 2  | 9,5  |
| Sistema de alimentación     | 5  | 23,8 |
| Limpieza del gas            | 4  | 19,0 |
| Alimentación deseable       | 3  | 14,3 |
| Características distintivas | 2  | 9,5  |
| ST=                         | 21 | 100  |

**Apéndice N° 19. Comparación de tecnologías según parámetro de evaluación****(Fuente: Elaboración propia)****a) Estatus**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 1            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| Shell                             | 0                | -            | 1            | 1                    | 1                | 30,0        |
| E-Gas                             | 0                | 0            | -            | 1                    | 1                | 20,0        |
| Krupp-Koppers                     | 0                | 0            | 0            | -                    | 1                | 10,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 0            | 0            | 0                    | -                | 0,0         |

**b) Paredes del reactor**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 0            | 1            | 0                    | 1                | 20,0        |
| Shell                             | 1                | -            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| E-Gas                             | 0                | 0            | -            | 0                    | 1                | 10,0        |
| Krupp-Koppers                     | 1                | 0            | 1            | -                    | 1                | 30,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 0            | 0            | 0                    | -                | 0,0         |

**c) Enfriamiento del gas**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 1            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| Shell                             | 0                | -            | 1            | 1                    | 1                | 30,0        |
| E-Gas                             | 0                | 0            | -            | 1                    | 1                | 20,0        |
| Krupp-Koppers                     | 0                | 0            | 0            | -                    | 1                | 10,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 0            | 0            | 0                    | -                | 0,0         |

**d) Sistema de alimentación**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE- Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|-------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                 | 1            | 1            | 1                    | 1                | 33,3        |
| Shell                             | 0                 | -            | 0            | 1                    | 1                | 16,7        |
| E-Gas                             | 0                 | 1            | -            | 1                    | 1                | 25,0        |
| Krupp-Koppers                     | 0                 | 0            | 0            | -                    | 1                | 8,3         |
| Noell/GSP                         | 0                 | 1            | 0            | 1                    | -                | 16,7        |

**e) Limpieza del gas**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 0            | 0            | 0                    | 1                | 10,0        |
| Shell                             | 1                | -            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| E-Gas                             | 1                | 0            | -            | 1                    | 1                | 30,0        |
| Krupp-Koppers                     | 1                | 0            | 0            | -                    | 1                | 20,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 0            | 0            | 0                    | -                | 0,0         |

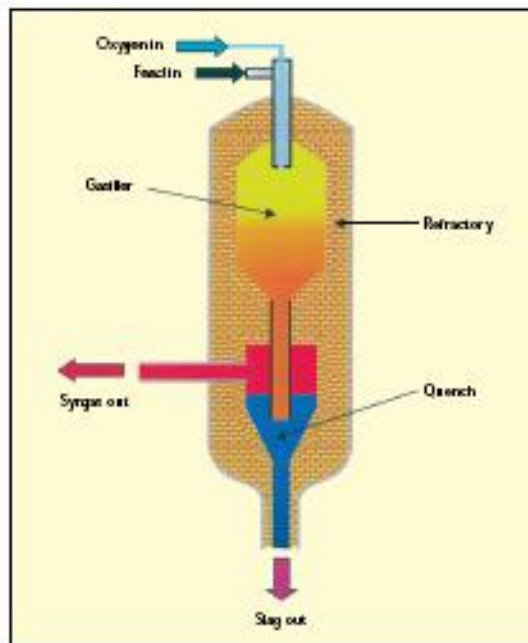
**f) Alimentación deseable**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 1            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| Shell                             | 0                | -            | 0            | 0                    | 1                | 10,0        |
| E-Gas                             | 0                | 1            | -            | 1                    | 1                | 30,0        |
| Krupp-Koppers                     | 0                | 1            | 0            | -                    | 1                | 20,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 0            | 0            | 0                    | -                | 0,0         |

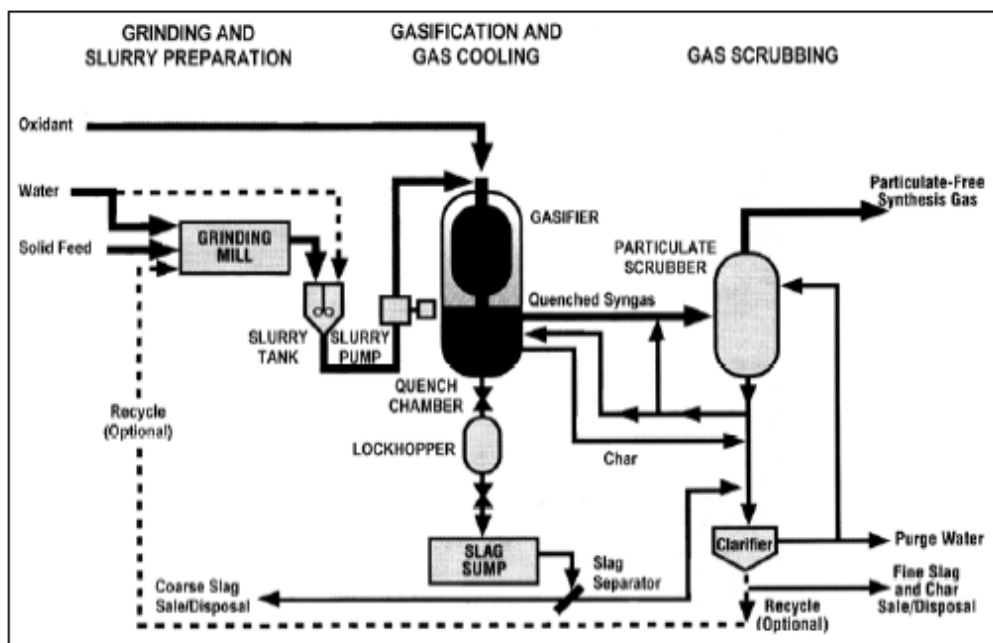
**g) Características distintivas**

| <b>Tecnología de gasificación</b> | <b>GE-Energy</b> | <b>Shell</b> | <b>E-Gas</b> | <b>Krupp-Koppers</b> | <b>Noell/GSP</b> | <b>Peso</b> |
|-----------------------------------|------------------|--------------|--------------|----------------------|------------------|-------------|
| GE-Energy                         | -                | 1            | 1            | 1                    | 1                | 40,0        |
| Shell                             | 0                | -            | 0            | 0                    | 0                | 0,0         |
| E-Gas                             | 0                | 1            | -            | 1                    | 1                | 30,0        |
| Krupp-Koppers                     | 0                | 1            | 0            | -                    | 0                | 10,0        |
| Noell/GSP                         | 0                | 1            | 0            | 1                    | -                | 20,0        |

**Apéndice N° 20. Gasificador GE-ENERGY tipo quench (Fuente: DTI, 1998 y EPRI, 2006).**

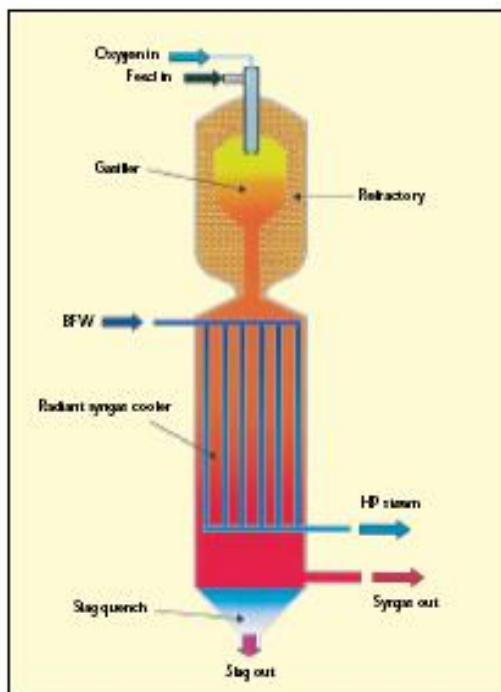


**Figura A.** Gasificador GE-ENERGY modo quench.

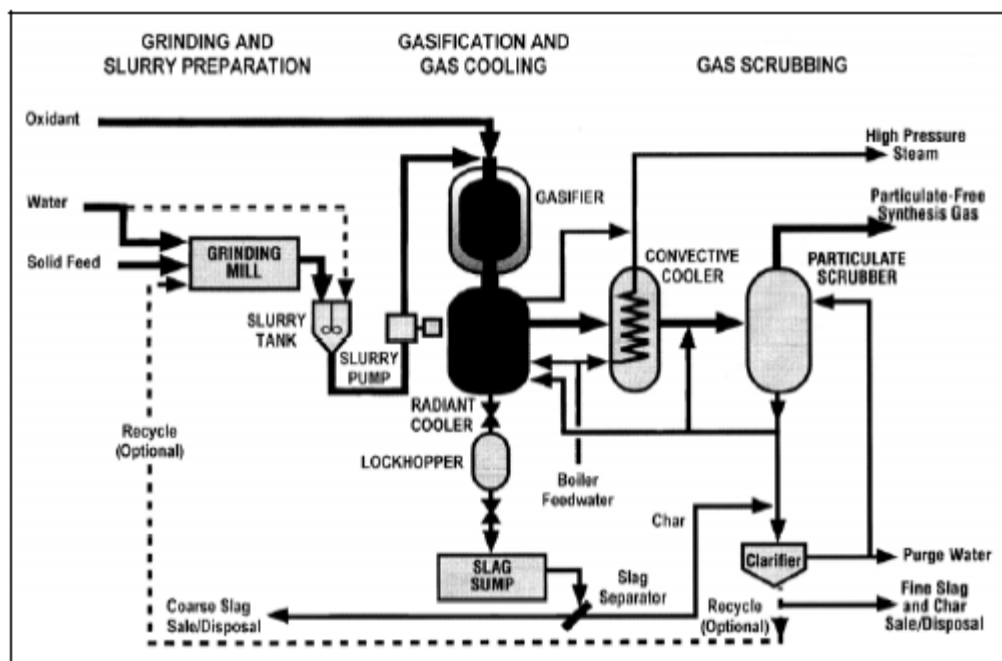


**Figura B.** Tecnología de gasificación GE-ENERGY modo quench.

**Apéndice N° 21. Gasificador GE-ENERGY tipo radiante/convectivo (Fuente: DTI, 1998 y EPRI, 2006).**

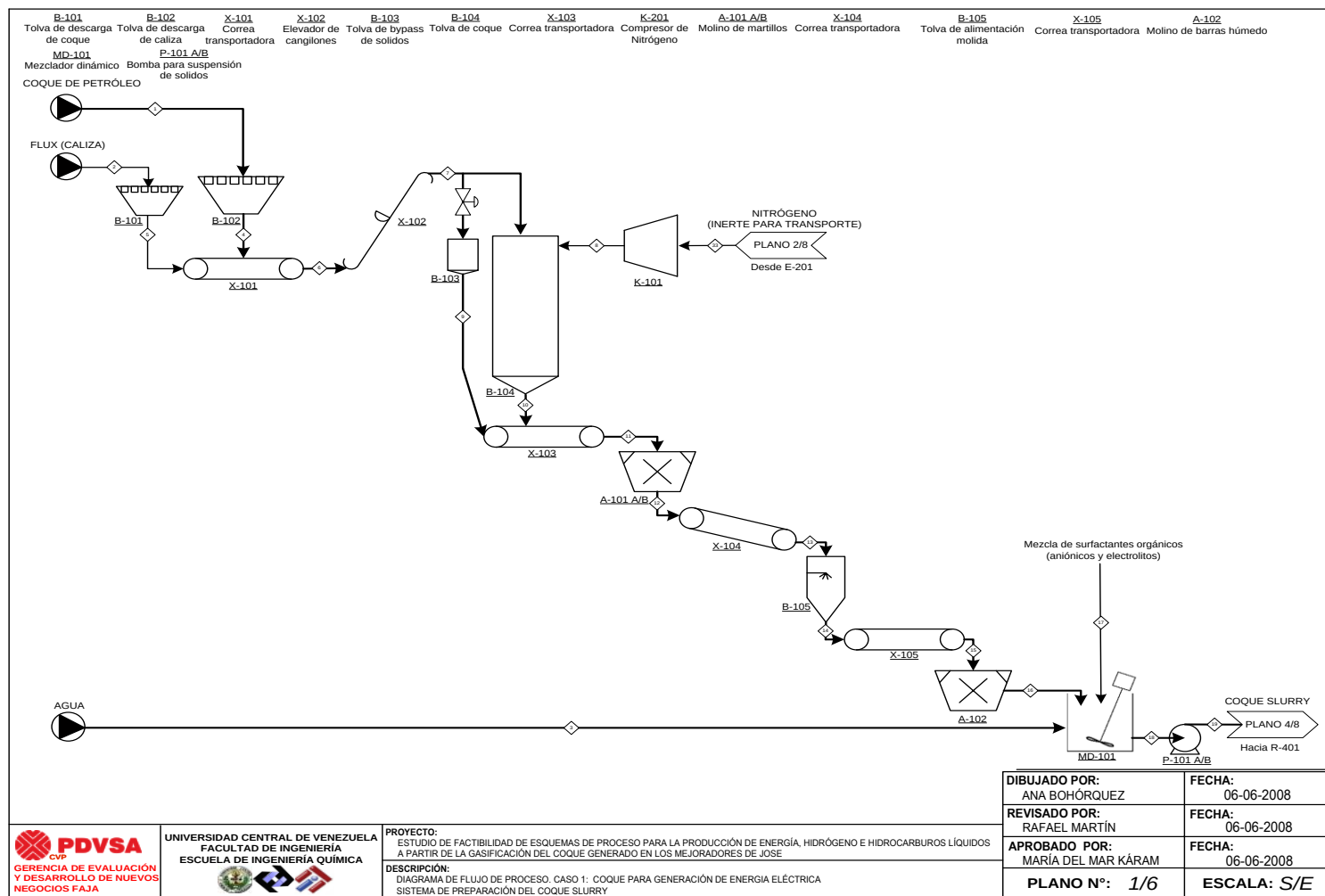


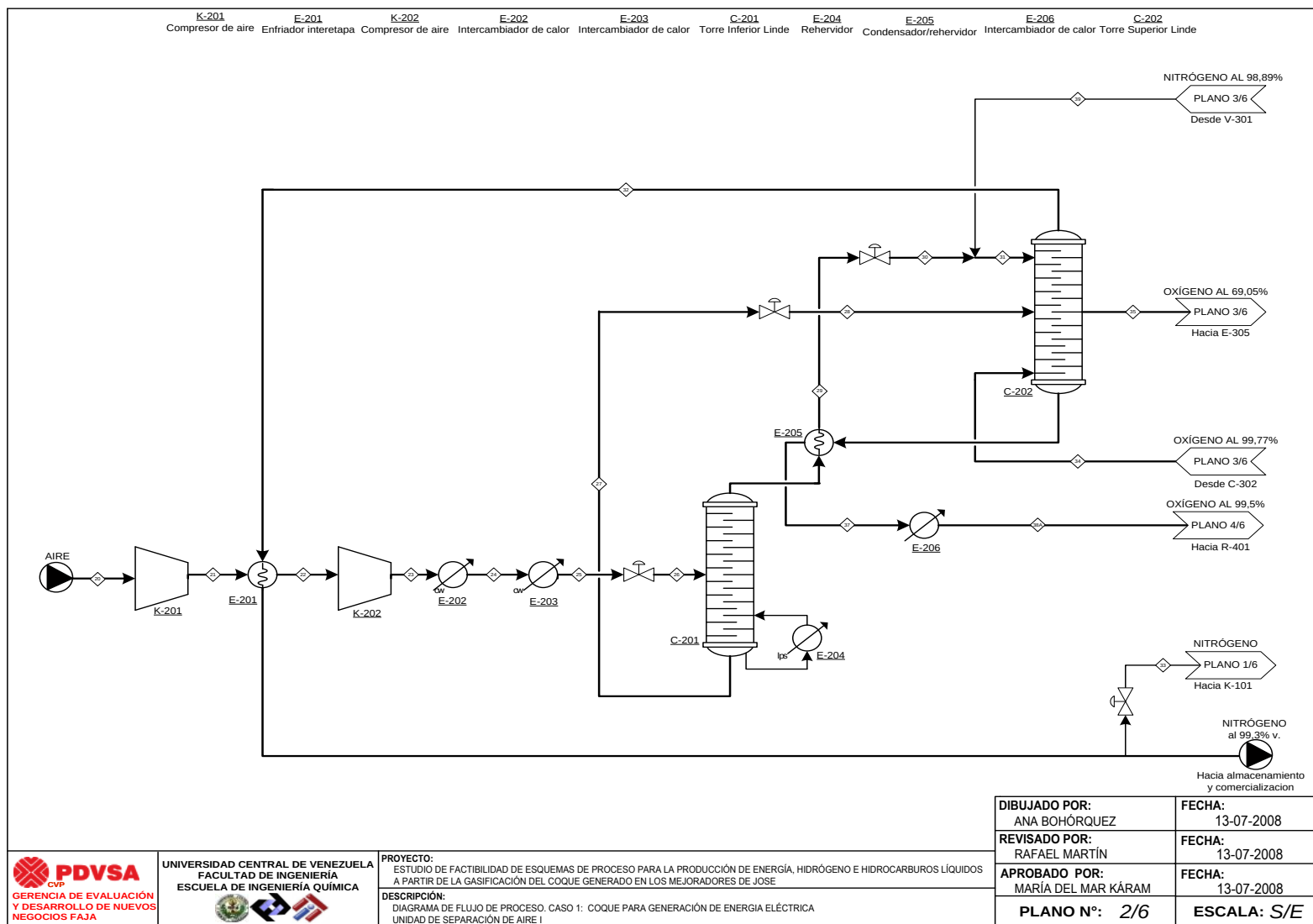
**Figura A.** Gasificador GE-ENERGY modo radiante.

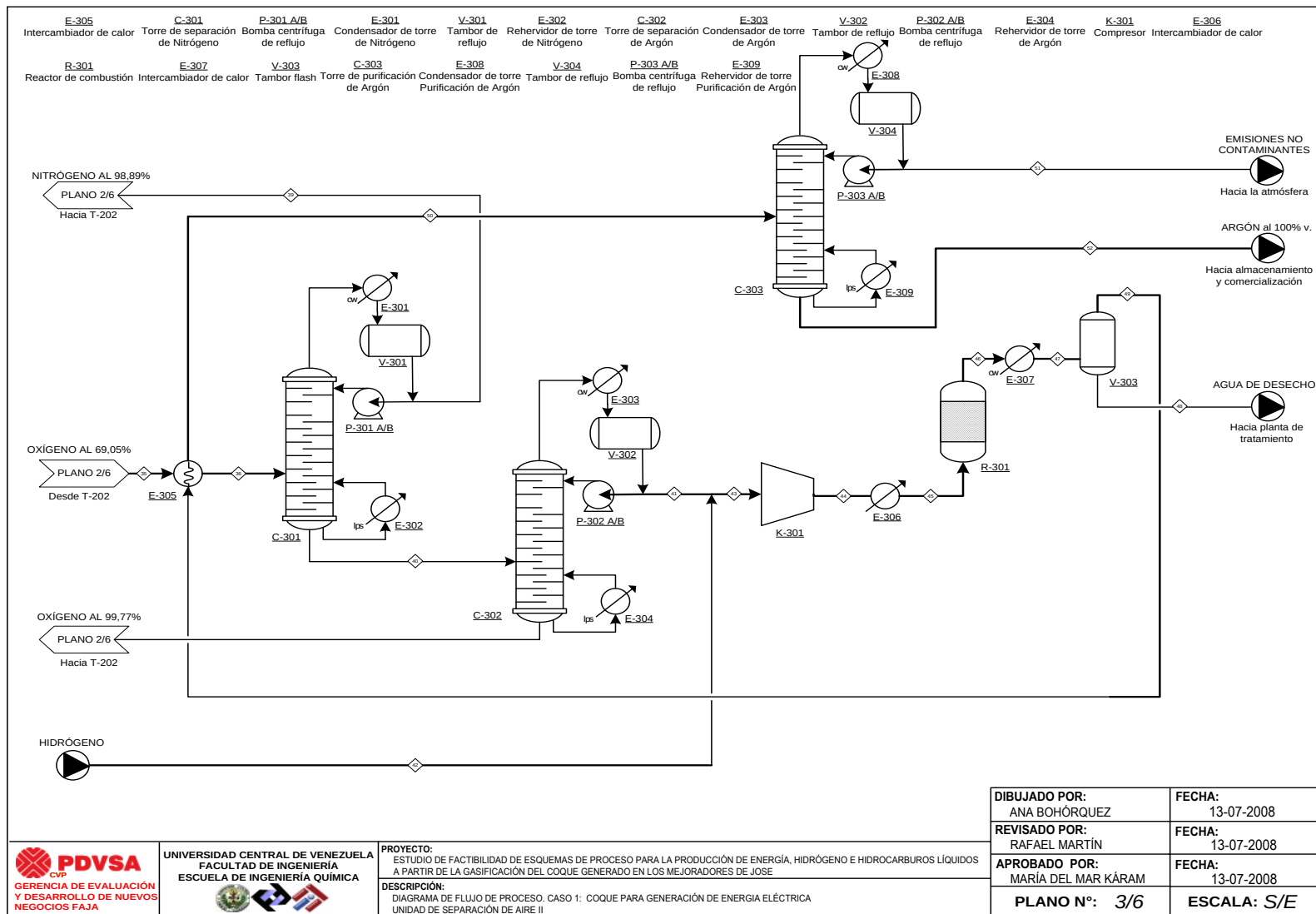


**Figura B.** Tecnología de gasificación GE-ENERGY modo radiante/convectivo.

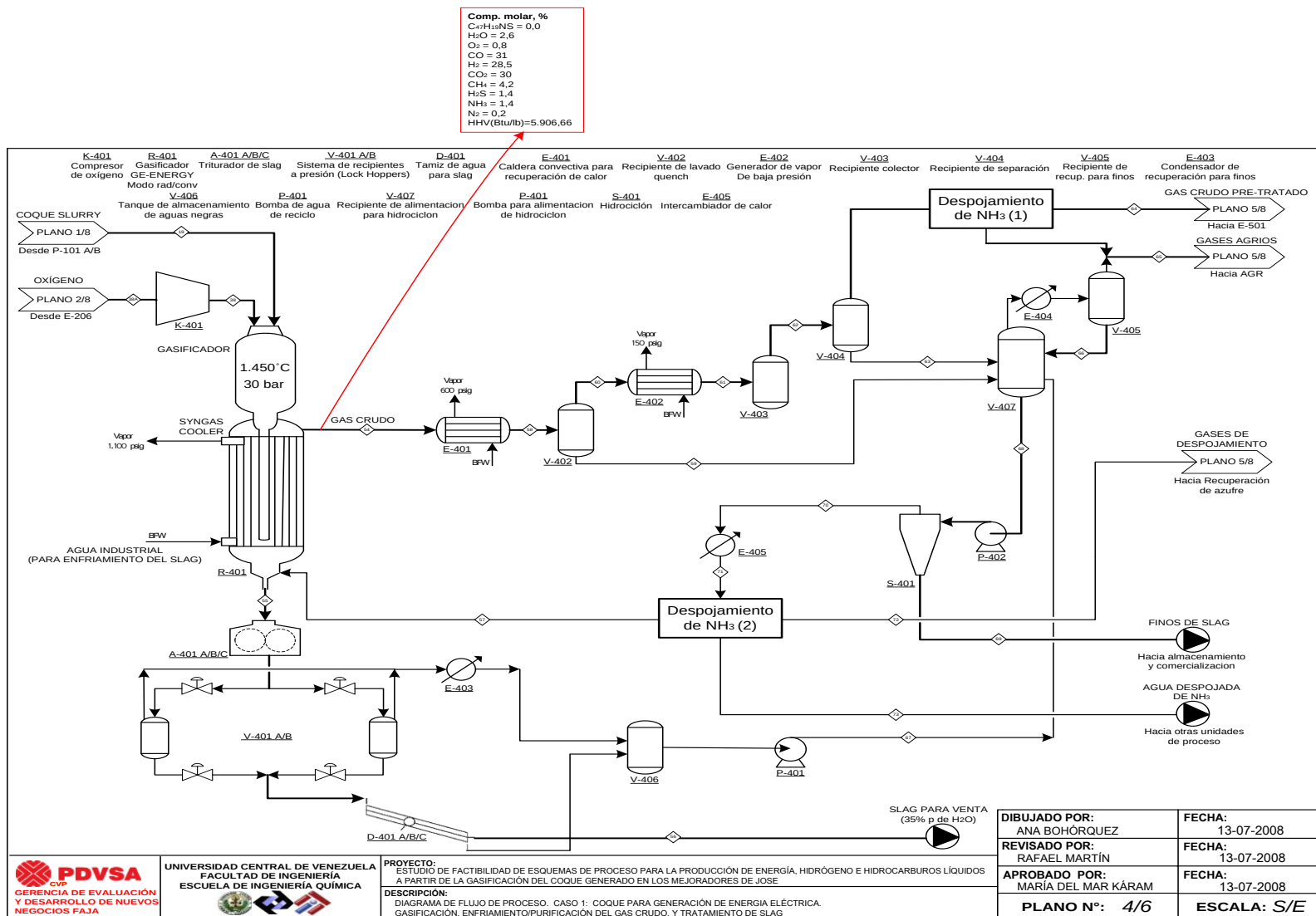
## Apéndice N° 22. Diagramas de flujo de proceso para el Caso 1 (Fuente: Elaboración propia).

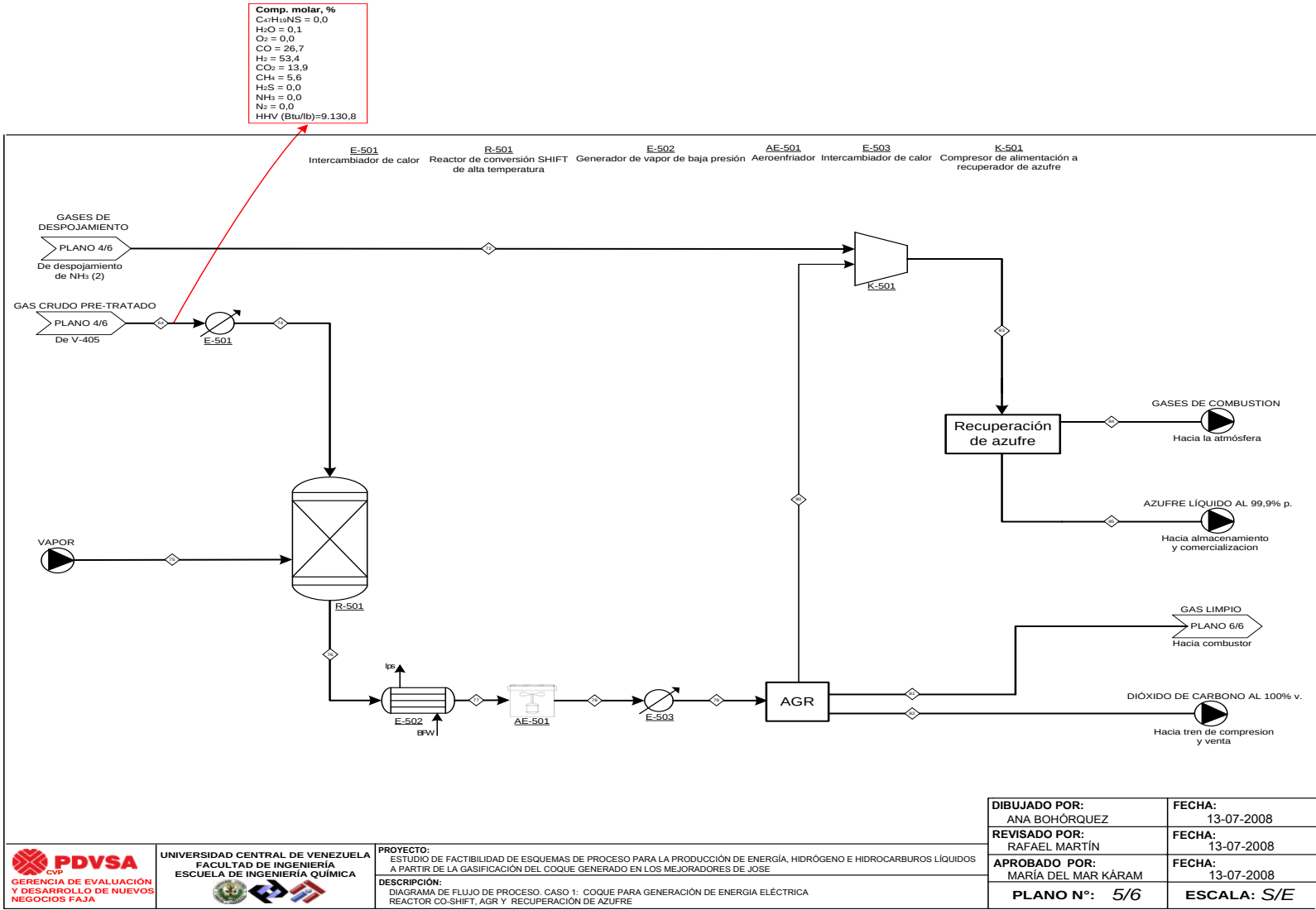


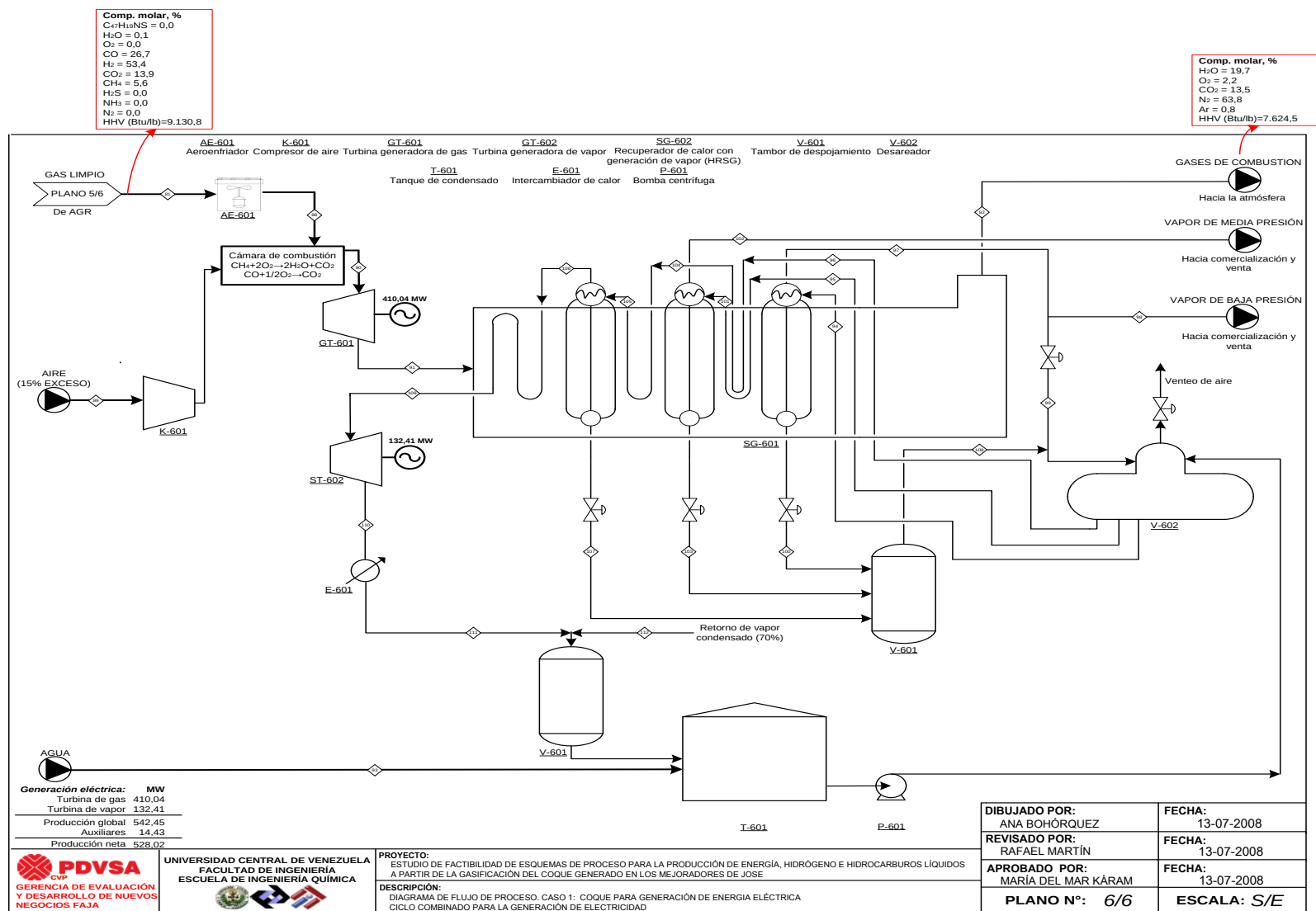












**Apéndice N° 23. Balance de masa para el Caso 1 (Fuente: Elaboración propia).**

| Parámetros                  | 1                     | 2    | 3      | 4      | 5    | 6      | 7      | 8     | 9    | 10     | 11     | 12     | 13     | 14     | 15     |
|-----------------------------|-----------------------|------|--------|--------|------|--------|--------|-------|------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 26,6                  | 26,6 | 26,0   | 26,6   | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 37,8  | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0  | 7,9    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 7,9   | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    |
| Flujo másico total, ton/día | 4313,9                | 86,3 | 2545,6 | 4313,9 | 86,3 | 4400,2 | 4400,2 | 100,0 | 70,0 | 4308,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 |
|                             | Flujo másico, ton/día |      |        |        |      |        |        |       |      |        |        |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 99,1  | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,2   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0  | 2545,6 | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 4313,9                | 0,0  | 0,0    | 4313,9 | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0   | 70,0 | 4243,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 86,3 | 0,0    | 0,0    | 86,3 | 86,3   | 86,3   | 0,0   | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Slag                        | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |

| Parámetros                  | 16                    | 17   | 18     | 19     | 20      | 21      | 22      | 23      | 24      | 25      | 26      | 27      | 28      | 29      | 30      |
|-----------------------------|-----------------------|------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Temperatura, °C             | 26,6                  | 26,6 | 26,2   | 33,4   | 27,0    | 173,0   | 42,0    | 195,0   | 42,0    | -166,0  | -174,0  | -174,0  | -191,0  | -178,0  | -195,0  |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0  | 1,0    | 49,6   | 1,0     | 3,0     | 3,0     | 9,1     | 9,1     | 9,1     | 5,1     | 5,1     | 1,0     | 5,1     | 1,0     |
| Flujo másico total, ton/día | 4378,6                | 5,7  | 7013,2 | 7013,2 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 10038,2 | 10038,2 | 12298,4 | 12298,4 |
|                             | Flujo másico, ton/día |      |        |        |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 4934,5  | 4934,5  | 239,8   | 239,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 4872,4  | 4872,4  | 12006,4 | 12006,4 |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 231,3   | 231,3   | 52,1    | 52,1    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0  | 2628,9 | 2628,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Coque                       | 4313,9                | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 64,7                  | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Surfactantes                | 0,0                   | 5,7  | 5,7    | 5,7    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Slag                        | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |

| Parámetros                  | 31                    | 32      | 33    | 34     | 35     | 36     | 37     | 38A    | 38     | 39     | 40     | 41     | 42   | 43     | 44     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | -195,0                | -195,0  | 27,0  | -183,0 | -188,3 | -187,4 | -183,0 | -183,0 | 106,0  | -195,0 | -184,0 | -185,7 | 27,0 | -188,7 | -184,0 |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0     | 1,0   | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 40,7   | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 5,1    |
| Flujo másico total, ton/día | 12723,9               | 17024,8 | 24,80 | 1429,1 | 2069,0 | 2069,0 | 5097,3 | 5097,3 | 5097,3 | 427,4  | 1641,5 | 212,6  | 0,1  | 212,9  | 212,9  |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |       |        |        |        |        |        |        |        |        |        |      |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 239,8                 | 106,9   | 0,2   | 1425,9 | 1428,5 | 1428,5 | 5065,3 | 5065,3 | 5065,3 | 0,5    | 1427,9 | 1,3    | 0,0  | 1,6    | 1,6    |
| N <sub>2</sub>              | 12428,6               | 16878,9 | 24,6  | 0,0    | 422,2  | 422,2  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 422,7  | 0,5    | 0,5    | 0,0  | 0,5    | 0,5    |
| Ar                          | 55,4                  | 39,1    | 0,1   | 3,3    | 218,3  | 218,3  | 31,9   | 31,9   | 31,9   | 4,2    | 213,1  | 210,8  | 0,0  | 210,8  | 210,8  |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,1  | 0,1    | 0,1    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |

|      |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Slag | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|

| Parámetros                  | 45                    | 46    | 47    | 48    | 49    | 50     | 51     | 52     | 54      | 55    | 56    | 57   | 58      | 59   | 60      |
|-----------------------------|-----------------------|-------|-------|-------|-------|--------|--------|--------|---------|-------|-------|------|---------|------|---------|
| Temperatura, °C             | 25,0                  | 25,0  | -23,0 | -23,0 | -23,0 | -173,0 | -170,0 | -167,0 | 894,4   | 894,4 | 102,7 | 26,0 | 382,2   | 85,3 | 85,3    |
| Presión, bar                | 5,1                   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1    | 5,1    | 5,1    | 30,4    | 30,4  | 55,2  | 55,2 | 30,2    | 30,2 | 30,2    |
| Flujo másico total, ton/día | 212,9                 | 212,8 | 212,8 | 0,5   | 211,3 | 211,3  | 2,7    | 208,9  | 11948,0 | 113,8 | 102,0 | 10,1 | 11948,0 | 0,3  | 11947,7 |
|                             | Flujo másico, ton/día |       |       |       |       |        |        |        |         |       |       |      |         |      |         |
| O <sub>2</sub>              | 1,6                   | 0,5   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 125,8   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,8   | 0,0  | 125,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,5                   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,5   | 0,5    | 0,5    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0  | 31,9    |
| Ar                          | 210,8                 | 210,8 | 210,8 | 0,0   | 210,8 | 210,8  | 2,3    | 208,9  | 31,9    | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| H <sub>2</sub>              | 0,1                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 278,6   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,6   | 0,0  | 278,6   |
| CO                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 4212,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4212,9  | 0,0  | 4212,9  |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 6399,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 6399,9  | 0,0  | 6399,9  |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 1,0   | 1,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 225,6   | 10,1  | 3,5   | 10,1 | 225,6   | 0,0  | 225,6   |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 324,1   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 324,1   | 0,0  | 324,1   |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 229,2   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 229,2   | 0,0  | 229,2   |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 114,5   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 114,5   | 0,0  | 114,5   |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 5,5     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 5,5     | 0,3  | 5,2     |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |

|              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |       |      |     |     |     |     |
|--------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-------|------|-----|-----|-----|-----|
| Surfactantes | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0   | 0,0  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 103,7 | 98,5 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 61                    | 62      | 63    | 64      | 65    | 66   | 67    | 68    | 69   | 70    | 71    | 72    | 73   | 74      | 75     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|-------|---------|-------|------|-------|-------|------|-------|-------|-------|------|---------|--------|
| Temperatura, °C             | 50,0                  | 50,0    | 40,0  | 40,0    | 97,0  | 97,0 | 102,7 | 101,0 | 50,0 | 50,0  | 97,0  | 155,6 | 26,0 | 315,56  | 223,9  |
| Presión, bar                | 30,2                  | 30,2    | 30,2  | 30,2    | 1,7   | 1,7  | 1,7   | 50,0  | 53,0 | 53,0  | 1,0   | 6,2   | 55,2 | 23,4    | 23,4   |
| Flujo másico total, ton/día | 11947,7               | 11947,7 | 253,6 | 11583,5 | 188,0 | 11,6 | 11,8  | 184,4 | 44,9 | 139,4 | 139,4 | 49,4  | 79,9 | 11583,5 | 1518,0 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |       |         |       |      |       |       |      |       |       |       |      |         |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 0,1   | 125,7   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,7   | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 0,0   | 31,9    | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 278,6                 | 278,6   | 0,1   | 278,5   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,5   | 0,0    |
| CO                          | 4212,9                | 4212,9  | 2,7   | 4210,2  | 2,7   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4210,2  | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 6399,9                | 6399,9  | 41,7  | 6358,2  | 40,9  | 0,1  | 0,0   | 0,8   | 0,0  | 0,8   | 0,8   | 0,8   | 0,0  | 6358,2  | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 225,6                 | 225,6   | 195,0 | 30,6    | 28,9  | 11,5 | 6,6   | 172,7 | 34,5 | 138,1 | 138,1 | 48,1  | 79,9 | 30,6    | 1518,0 |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 0,5   | 323,6   | 0,5   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 323,6   | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 229,2                 | 229,2   | 4,4   | 224,7   | 4,2   | 0,0  | 0,0   | 0,2   | 0,0  | 0,2   | 0,2   | 0,2   | 0,0  | 224,7   | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 114,5                 | 114,5   | 3,9   | 0,0     | 110,7 | 0,0  | 0,0   | 0,3   | 0,0  | 0,3   | 0,3   | 0,3   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Fly dust                    | 5,2                   | 5,2     | 5,2   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 5,2   | 5,2  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |



|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 5,2 | 5,2 | 5,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 76                    | 77      | 78      | 79      | 80     | 81     | 82     | 83     | 84     | 85    | 86     | 87     | 88     | 89     | 90     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 394,9                 | 148,9   | 65,6    | 32,2    | 42,2   | 28,9   | 27,8   | 68,9   | 158,8  | 158,8 | 26,7   | 26,7   | 1107,2 | 542,2  | 148,9  |
| Presión, bar                | 23,1                  | 23,1    | 23,1    | 23,1    | 1,7    | 37,9   | 1,0    | 2,4    | 1,5    | 1,5   | 37,9   | 1,0    | 1,0    | 0,8    | 0,8    |
| Flujo másico total, ton/día | 13340,9               | 13340,9 | 13340,9 | 13340,9 | 2183,5 | 5642,4 | 5515,0 | 2232,9 | 2039,8 | 192,6 | 5642,4 | 3878,1 | 9515,7 | 9515,7 | 9520,5 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |         |         |        |        |        |        |        |       |        |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 125,8   | 125,8   | 125,8  | 0,0    | 0,0    | 125,8  | 29,8   | 0,0   | 0,0    | 812,5  | 241,1  | 241,1  | 240,4  |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 31,9    | 31,9    | 0,0    | 31,9   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 31,9   | 3030,0 | 6041,3 | 6041,3 | 5996,8 |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 35,7   | 101,5  | 101,5  | 103,2  |
| H <sub>2</sub>              | 387,8                 | 387,8   | 387,8   | 387,8   | 0,0    | 387,8  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 387,8  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 2694,4                | 2694,4  | 2694,4  | 2694,4  | 0,0    | 2694,4 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 2694,4 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 8785,7                | 8785,7  | 8785,7  | 8785,7  | 1757,1 | 2196,4 | 4832,1 | 1757,9 | 1757,1 | 0,0   | 2196,4 | 0,0    | 1990,0 | 1990,0 | 1988,4 |
| H <sub>2</sub> O            | 766,4                 | 766,4   | 766,4   | 766,4   | 75,9   | 7,7    | 682,9  | 124,0  | 232,1  | 0,0   | 7,7    | 0,0    | 1141,8 | 1141,8 | 1191,7 |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 324,1   | 324,1   | 0,0    | 324,1  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 324,1  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 224,7                 | 224,7   | 224,7   | 224,7   | 224,7  | 0,0    | 0,0    | 224,9  | 20,5   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,3    | 0,3    | 0,3   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 192,4 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |

|                  |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Coque            | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Fly dust         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Cenizas fundidas | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Flux (Caliza)    | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes     | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag             | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

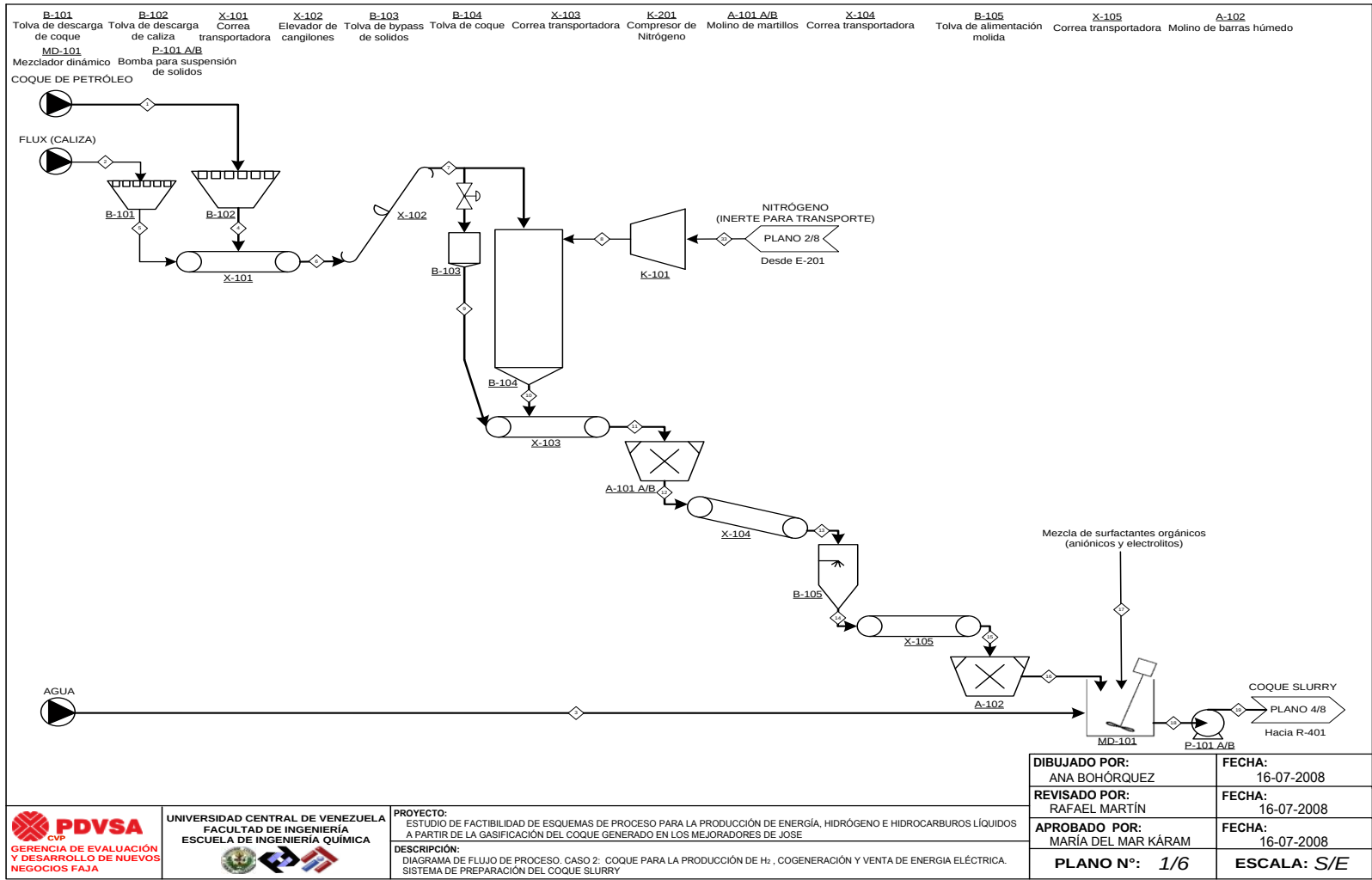
| Parámetros                  | 91                    | 92     | 93     | 94      | 95     | 96    | 97     | 98     | 99     | 100    | 101   | 102     | 103     | 104     | 105   |
|-----------------------------|-----------------------|--------|--------|---------|--------|-------|--------|--------|--------|--------|-------|---------|---------|---------|-------|
| Temperatura, °C             | 26,7                  | 148,9  | 148,9  | 116,7   | 147,8  | 147,8 | 137,8  | 147,8  | 176,7  | 185,6  | 185,6 | 164,4   | 298,9   | 301,1   | 301,1 |
| Presión, bar                | 1,1                   | 1,7    | 1,7    | 1,7     | 4,5    | 4,5   | 1,7    | 1,7    | 1,7    | 11,4   | 1,7   | 1,7     | 1,7     | 87,2    | 1,7   |
| Flujo másico total, ton/día | 3257,0                | 2704,4 | 4036,2 | 13338,8 | 2625,6 | 912,6 | 1713,1 | 3144,4 | 4036,2 | 3918,7 | 117,6 | 13338,8 | 13338,8 | 13111,3 | 388,5 |
|                             | Flujo másico, ton/día |        |        |         |        |       |        |        |        |        |       |         |         |         |       |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 3030,0 | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 35,7   | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| CO                          | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| H <sub>2</sub> O            | 3257,0                | 2704,4 | 4036,2 | 13338,8 | 2625,6 | 912,6 | 1713,1 | 78,7   | 4036,2 | 3918,7 | 117,6 | 13338,8 | 13338,8 | 13111,3 | 388,5 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0   |

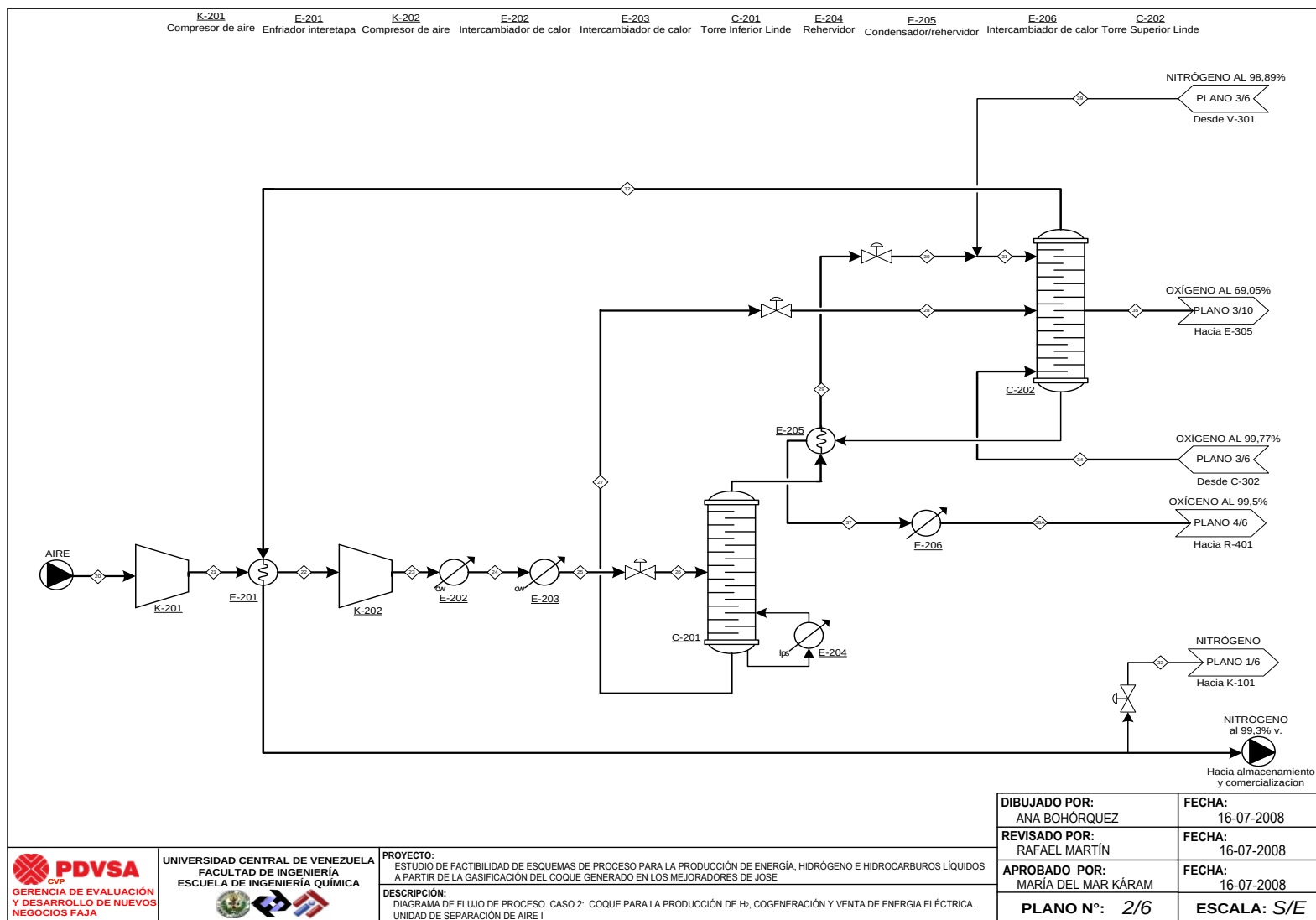
|                  |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| C (acuoso)       | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| S (acuoso)       | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Coque            | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Fly dust         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Cenizas fundidas | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Flux (Caliza)    | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes     | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag             | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

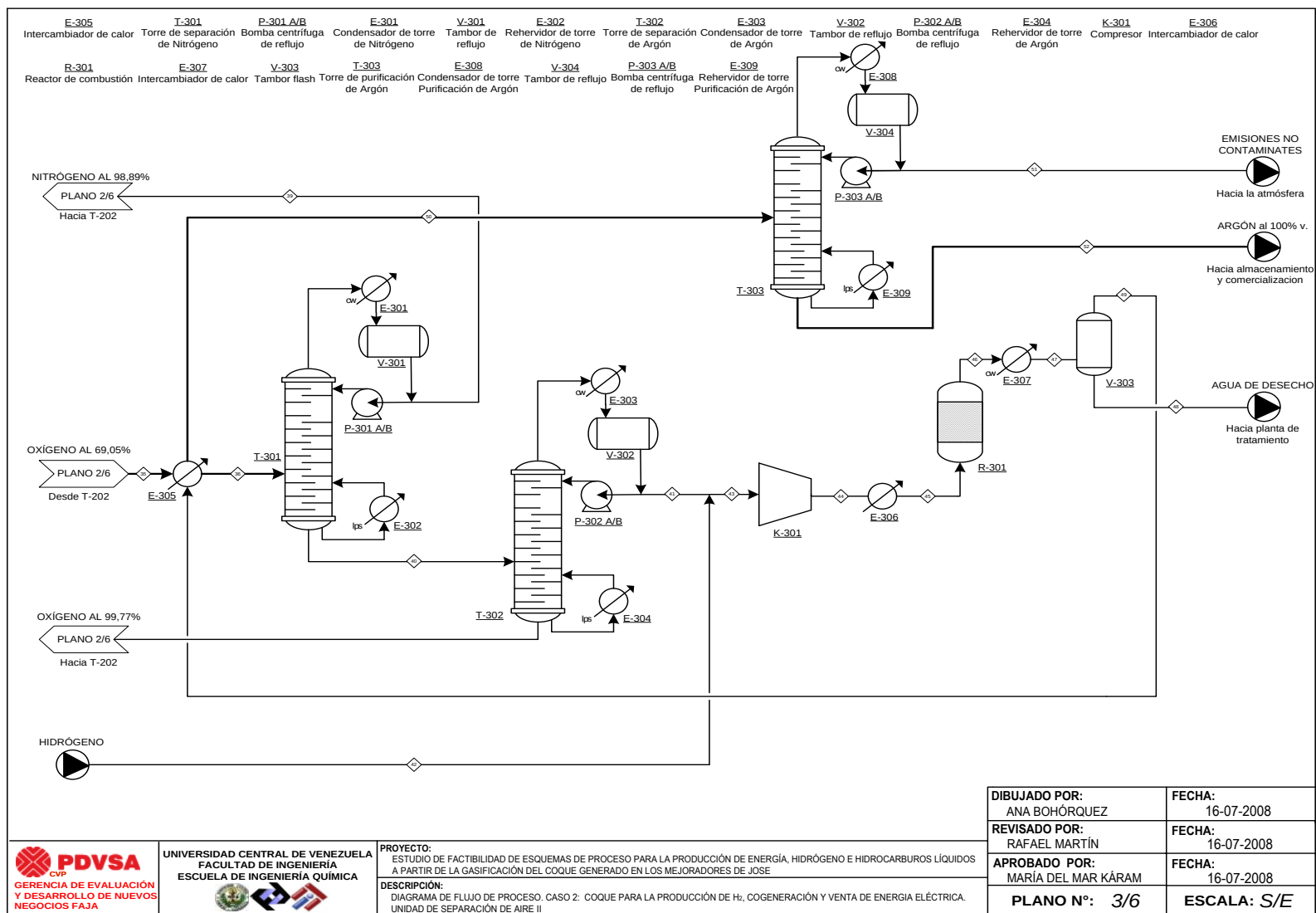
| Parámetros                  | 106                   | 107     | 108     | 109     | 110    |
|-----------------------------|-----------------------|---------|---------|---------|--------|
| Temperatura, °C             | 115,6                 | 510,0   | 379,4   | 64,4    | 26,6   |
| Presión, bar                | 1,7                   | 87,2    | 22,4    | 22,4    | 1,7    |
| Flujo másico total, ton/día | 172,9                 | 13111,3 | 13111,3 | 13111,3 | 3381,9 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |         |         |        |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 172,9                 | 13111,3 | 13111,3 | 13111,3 | 3381,9 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    |

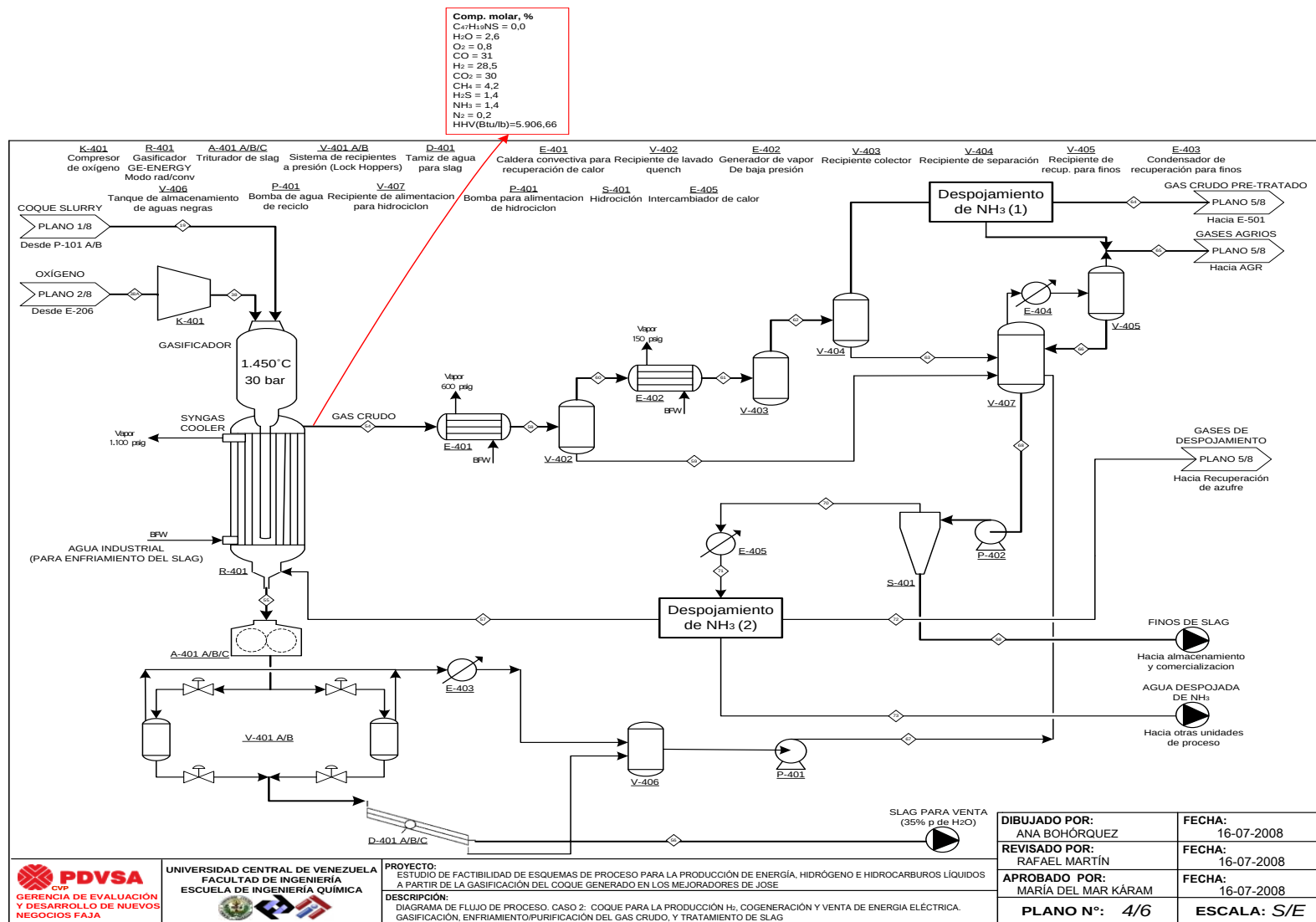
|                  |     |     |     |     |     |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| C (acuoso)       | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| S (acuoso)       | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Coque            | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Fly dust         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Cenizas fundidas | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Flux (Caliza)    | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes     | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag             | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

**Apéndice N° 24. Diagramas de flujo de procesos para el Caso 2 (Fuente: Elaboración propia).**

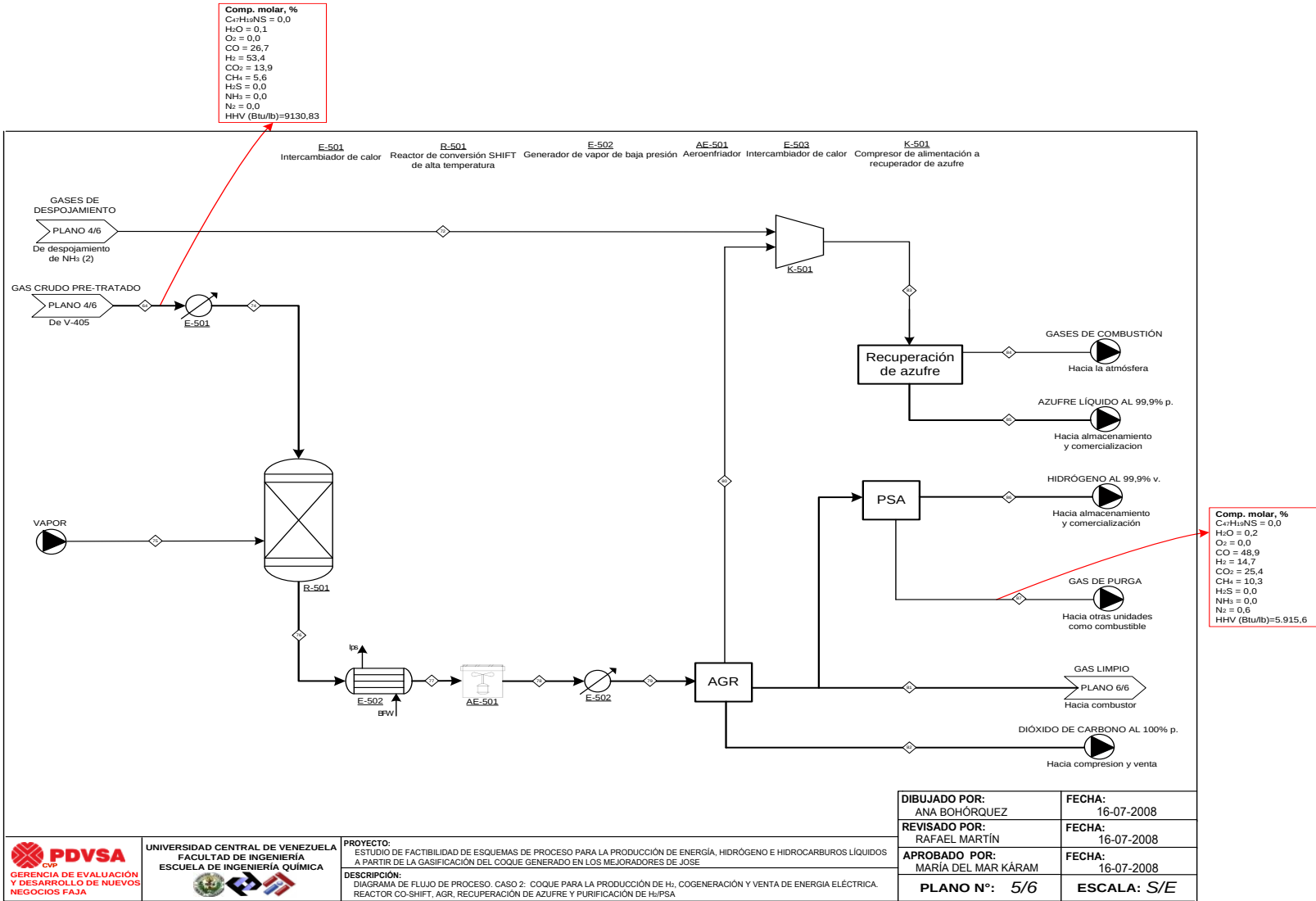


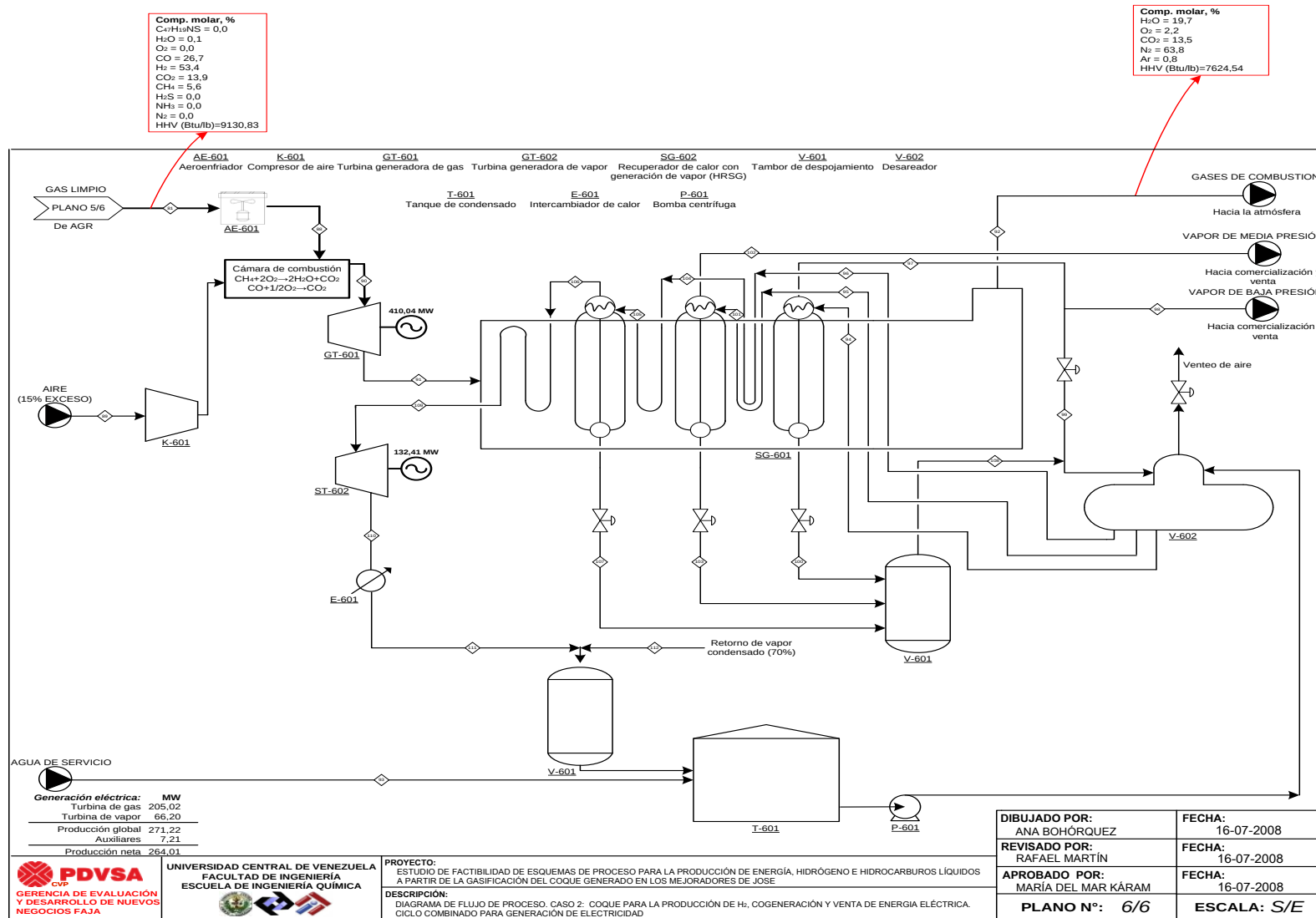












**Apéndice N° 25. Balance de masa para el Caso 2 (Fuente: Elaboración propia).**

| Parámetros                  | 1                     | 2    | 3      | 4      | 5    | 6      | 7      | 8     | 9    | 10     | 11     | 12     | 13     | 14     | 15     |
|-----------------------------|-----------------------|------|--------|--------|------|--------|--------|-------|------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 26,6                  | 26,6 | 26,0   | 26,6   | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 37,8  | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0  | 7,9    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 7,9   | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    |
| Flujo másico total, ton/día | 4313,9                | 86,3 | 2545,6 | 4313,9 | 86,3 | 4400,2 | 4400,2 | 100,0 | 70,0 | 4308,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 |
|                             | Flujo másico, ton/día |      |        |        |      |        |        |       |      |        |        |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 99,1  | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,2   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0  | 2545,6 | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 4313,9                | 0,0  | 0,0    | 4313,9 | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0   | 70,0 | 4243,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 86,3 | 0,0    | 0,0    | 86,3 | 86,3   | 86,3   | 0,0   | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Slag                        | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |

| Parámetros                  | 16     | 17   | 18     | 19     | 20      | 21      | 22      | 23      | 24      | 25      | 26      | 27      | 28      | 29      | 30      |
|-----------------------------|--------|------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Temperatura, °C             | 26,6   | 26,6 | 26,2   | 33,4   | 27,0    | 173,0   | 42,0    | 195,0   | 42,0    | -166,0  | -174,0  | -174,0  | -191,0  | -178,0  | -195,0  |
| Presión, bar                | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 49,6   | 1,0     | 3,0     | 3,0     | 9,1     | 9,1     | 9,1     | 5,1     | 5,1     | 1,0     | 5,1     | 1,0     |
| Flujo másico total, ton/día | 4378,6 | 5,7  | 7013,2 | 7013,2 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 10038,2 | 10038,2 | 12298,4 | 12298,4 |
| Flujo másico, ton/día       |        |      |        |        |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |
| O <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 4934,5  | 4934,5  | 239,8   | 239,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 4872,4  | 4872,4  | 12006,4 | 12006,4 |
| Ar                          | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 231,3   | 231,3   | 52,1    | 52,1    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO                          | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0    | 0,0  | 2628,9 | 2628,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| C (acuoso)                  | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Coque                       | 4313,9 | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Cenizas fundidas            | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 64,7   | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Surfactantes                | 0,0    | 5,7  | 5,7    | 5,7    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Slag                        | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |

| Parámetros                  | 31                    | 32      | 33   | 34     | 35     | 36     | 37     | 38A    | 38     | 39     | 40     | 41     | 42   | 43     | 44     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | -195,0                | -195,0  | 27,0 | -183,0 | -188,3 | -187,4 | -183,0 | -183,0 | 106,0  | -195,0 | -184,0 | -185,7 | 27,0 | -188,7 | -184,0 |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0     | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 40,7   | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 5,1    |
| Flujo másico total, ton/día | 12723,9               | 17024,8 | 24,8 | 1429,1 | 2069,0 | 2069,0 | 5097,3 | 5097,3 | 5097,3 | 427,4  | 1641,5 | 212,6  | 0,1  | 212,9  | 212,9  |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |      |        |        |        |        |        |        |        |        |        |      |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 239,8                 | 106,9   | 0,2  | 1425,9 | 1428,5 | 1428,5 | 5065,3 | 5065,3 | 5065,3 | 0,5    | 1427,9 | 1,3    | 0,0  | 1,6    | 1,6    |
| N <sub>2</sub>              | 12428,6               | 16878,9 | 24,6 | 0,0    | 422,2  | 422,2  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 422,7  | 0,5    | 0,5    | 0,0  | 0,5    | 0,5    |
| Ar                          | 55,4                  | 39,1    | 0,1  | 3,3    | 218,3  | 218,3  | 31,9   | 31,9   | 31,9   | 4,2    | 213,1  | 210,8  | 0,0  | 210,8  | 210,8  |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,1  | 0,1    | 0,1    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |

|      |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Slag | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|

| Parámetros                  | 45                    | 46    | 47    | 48    | 49    | 50     | 51     | 52     | 54      | 55    | 56    | 57   | 58      | 59   | 60      |
|-----------------------------|-----------------------|-------|-------|-------|-------|--------|--------|--------|---------|-------|-------|------|---------|------|---------|
| Temperatura, °C             | 25,0                  | 25,0  | -23,0 | -23,0 | -23,0 | -173,0 | -170,0 | -167,0 | 894,4   | 894,4 | 102,7 | 26,0 | 382,2   | 85,3 | 85,3    |
| Presión, bar                | 5,1                   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1    | 5,1    | 5,1    | 30,4    | 30,4  | 55,2  | 55,2 | 30,2    | 30,2 | 30,2    |
| Flujo másico total, ton/día | 212,9                 | 212,8 | 212,8 | 0,5   | 211,3 | 211,3  | 2,7    | 208,9  | 11948,0 | 113,8 | 102,0 | 10,1 | 11948,0 | 0,3  | 11947,7 |
|                             | Flujo másico, ton/día |       |       |       |       |        |        |        |         |       |       |      |         |      |         |
| O <sub>2</sub>              | 1,6                   | 0,5   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 125,8   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,8   | 0,0  | 125,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,5                   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,5   | 0,5    | 0,5    | 0,0    | 31,9    | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0  | 31,9    |
| Ar                          | 210,8                 | 210,8 | 210,8 | 0,0   | 210,8 | 210,8  | 2,3    | 208,9  | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| H <sub>2</sub>              | 0,1                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 278,6   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,6   | 0,0  | 278,6   |
| CO                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 4212,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4212,9  | 0,0  | 4212,9  |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 6399,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 6399,9  | 0,0  | 6399,9  |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 1,0   | 1,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 225,6   | 10,1  | 3,5   | 10,1 | 225,6   | 0,0  | 225,6   |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 324,1   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 324,1   | 0,0  | 324,1   |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 229,2   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 229,2   | 0,0  | 229,2   |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 114,5   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 114,5   | 0,0  | 114,5   |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 5,5     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 5,5     | 0,3  | 5,2     |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |

|              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |       |      |     |     |     |     |
|--------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-------|------|-----|-----|-----|-----|
| Surfactantes | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0   | 0,0  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 103,7 | 98,5 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 61                    | 62      | 63    | 64      | 65    | 66   | 67    | 68    | 69   | 70    | 71    | 72    | 73   | 74      | 75     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|-------|---------|-------|------|-------|-------|------|-------|-------|-------|------|---------|--------|
| Temperatura, °C             | 50,0                  | 50,0    | 40,0  | 40,0    | 97,0  | 97,0 | 102,7 | 101,0 | 50,0 | 50,0  | 97,0  | 155,6 | 26,0 | 315,56  | 223,9  |
| Presión, bar                | 30,2                  | 30,2    | 30,2  | 30,2    | 1,7   | 1,7  | 1,7   | 50,0  | 53,0 | 53,0  | 1,0   | 6,2   | 55,2 | 23,4    | 23,4   |
| Flujo másico total, ton/día | 11947,7               | 11947,7 | 253,6 | 11583,5 | 188,0 | 11,6 | 11,8  | 184,4 | 44,9 | 139,4 | 139,4 | 49,4  | 79,9 | 11583,5 | 1518,0 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |       |         |       |      |       |       |      |       |       |       |      |         |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 0,1   | 125,7   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,7   | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 0,0   | 31,9    | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 278,6                 | 278,6   | 0,1   | 278,5   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,5   | 0,0    |
| CO                          | 4212,9                | 4212,9  | 2,7   | 4210,2  | 2,7   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4210,2  | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 6399,9                | 6399,9  | 41,7  | 6358,2  | 40,9  | 0,1  | 0,0   | 0,8   | 0,0  | 0,8   | 0,8   | 0,8   | 0,0  | 6358,2  | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 225,6                 | 225,6   | 195,0 | 30,6    | 28,9  | 11,5 | 6,6   | 172,7 | 34,5 | 138,1 | 138,1 | 48,1  | 79,9 | 30,6    | 1518,0 |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 0,5   | 323,6   | 0,5   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 323,6   | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 229,2                 | 229,2   | 4,4   | 224,7   | 4,2   | 0,0  | 0,0   | 0,2   | 0,0  | 0,2   | 0,2   | 0,2   | 0,0  | 224,7   | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 114,5                 | 114,5   | 3,9   | 0,0     | 110,7 | 0,0  | 0,0   | 0,3   | 0,0  | 0,3   | 0,3   | 0,3   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Fly dust                    | 5,2                   | 5,2     | 5,2   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 5,2   | 5,2  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |

|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 5,2 | 5,2 | 5,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 76                    | 77      | 78      | 79      | 80     | 81     | 82     | 83     | 84     | 85    | 86    | 87     | 88     | 89     | 90     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 394,9                 | 148,9   | 65,6    | 32,2    | 42,2   | 28,9   | 27,8   | 68,9   | 158,8  | 158,8 | 26,7  | 26,7   | 1107,2 | 542,2  | 148,9  |
| Presión, bar                | 23,1                  | 23,1    | 23,1    | 23,1    | 1,7    | 37,9   | 1,0    | 2,4    | 1,5    | 1,5   | 37,9  | 1,0    | 1,0    | 0,8    | 0,8    |
| Flujo másico total, ton/día | 13340,9               | 13340,9 | 13340,9 | 13340,9 | 2183,5 | 2821,2 | 5515,0 | 2232,9 | 2039,8 | 192,6 | 165,5 | 2656,0 | 2821,2 | 1939,0 | 4760,2 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |         |         |        |        |        |        |        |       |       |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 125,8   | 125,8   | 125,8  | 0,0    | 0,0    | 125,8  | 29,8   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 406,2  | 120,7  |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 31,9    | 31,9    | 0,0    | 16,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,6   | 15,6   | 16,0   | 1515,0 | 3020,1 |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 17,8   | 50,8   |
| H <sub>2</sub>              | 387,8                 | 387,8   | 387,8   | 387,8   | 0,0    | 193,9  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 164,8 | 29,1   | 193,9  | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 2694,4                | 2694,4  | 2694,4  | 2694,4  | 0,0    | 1347,2 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 1347,2 | 1347,2 | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 8785,7                | 8785,7  | 8785,7  | 8785,7  | 1757,1 | 1098,2 | 4832,1 | 1757,9 | 1757,1 | 0,0   | 0,0   | 1098,2 | 1098,2 | 0,0    | 996,5  |
| H <sub>2</sub> O            | 766,4                 | 766,4   | 766,4   | 766,4   | 75,9   | 3,8    | 682,9  | 124,0  | 232,1  | 0,0   | 0,0   | 3,8    | 3,8    | 0,0    | 572,1  |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 324,1   | 324,1   | 0,0    | 162,1  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 162,1  | 162,1  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 224,7                 | 224,7   | 224,7   | 224,7   | 224,7  | 0,0    | 0,0    | 224,9  | 20,5   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,3    | 0,3    | 0,3   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 192,4 | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |



|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

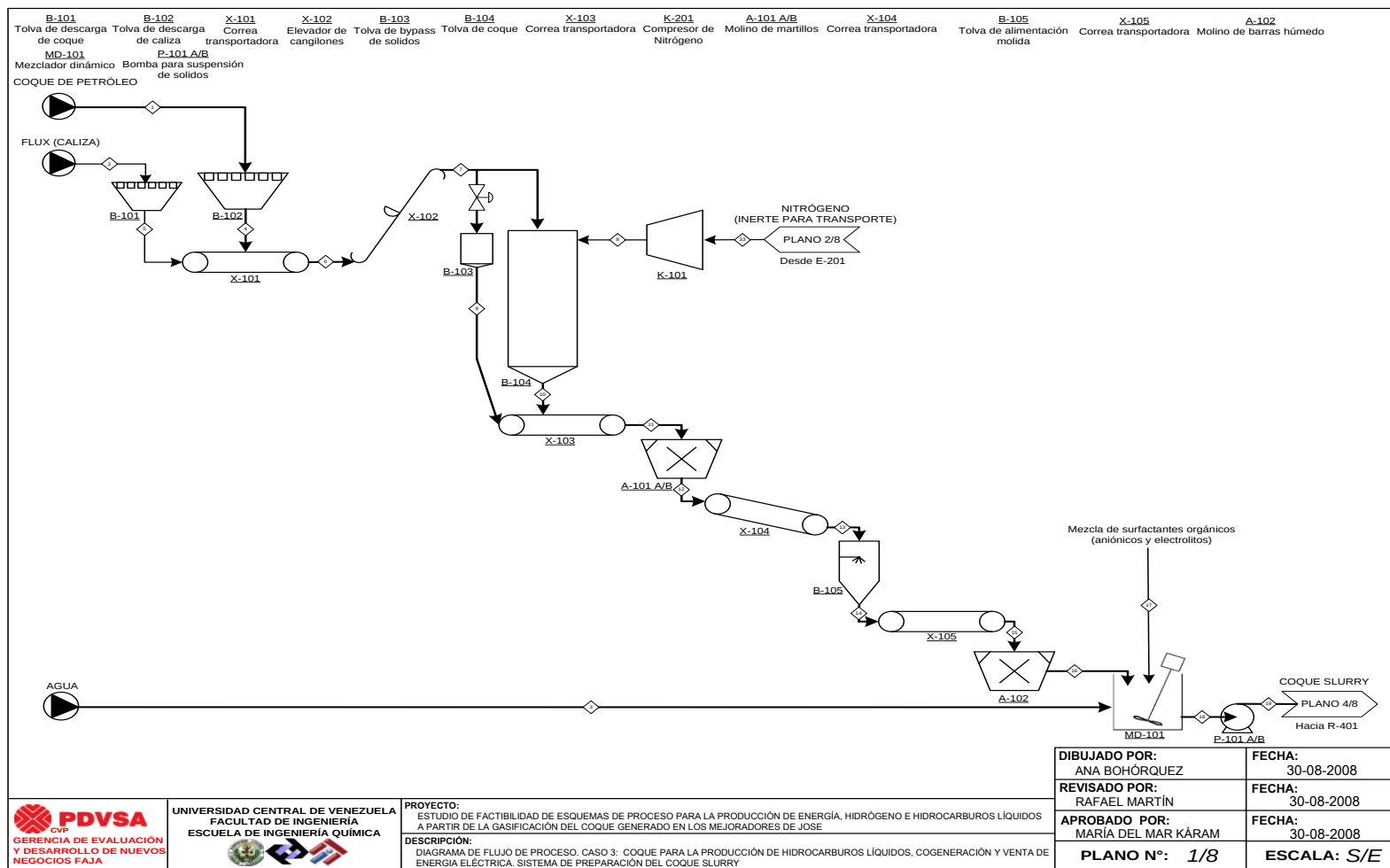
| Parámetros                  | 91                    | 92     | 93     | 94     | 95     | 96     | 97     | 98    | 99    | 100    | 101    | 102    | 103   | 104    | 105    |
|-----------------------------|-----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 26,7                  | 148,9  | 148,9  | 116,7  | 147,8  | 147,8  | 137,8  | 147,8 | 176,7 | 185,6  | 185,6  | 164,4  | 298,9 | 301,1  | 301,1  |
| Presión, bar                | 1,1                   | 1,7    | 1,7    | 1,7    | 4,5    | 4,5    | 1,7    | 1,7   | 1,7   | 11,4   | 1,7    | 1,7    | 1,7   | 87,2   | 1,7    |
| Flujo másico total, ton/día | 4760,2                | 4760,2 | 1628,5 | 1352,2 | 2018,1 | 6669,4 | 1312,8 | 456,3 | 856,5 | 1572,2 | 2018,1 | 1959,3 | 58,8  | 6669,4 | 6669,4 |
|                             | Flujo másico, ton/día |        |        |        |        |        |        |       |       |        |        |        |       |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 120,7                 | 120,7  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 3020,1                | 3020,1 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 1515,0 | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Ar                          | 50,8                  | 50,8   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 17,8   | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 996,5                 | 996,5  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 572,1                 | 572,1  | 1628,5 | 1352,2 | 2018,1 | 6669,4 | 1312,8 | 456,3 | 856,5 | 39,4   | 2018,1 | 1959,3 | 58,8  | 6669,4 | 6669,4 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |

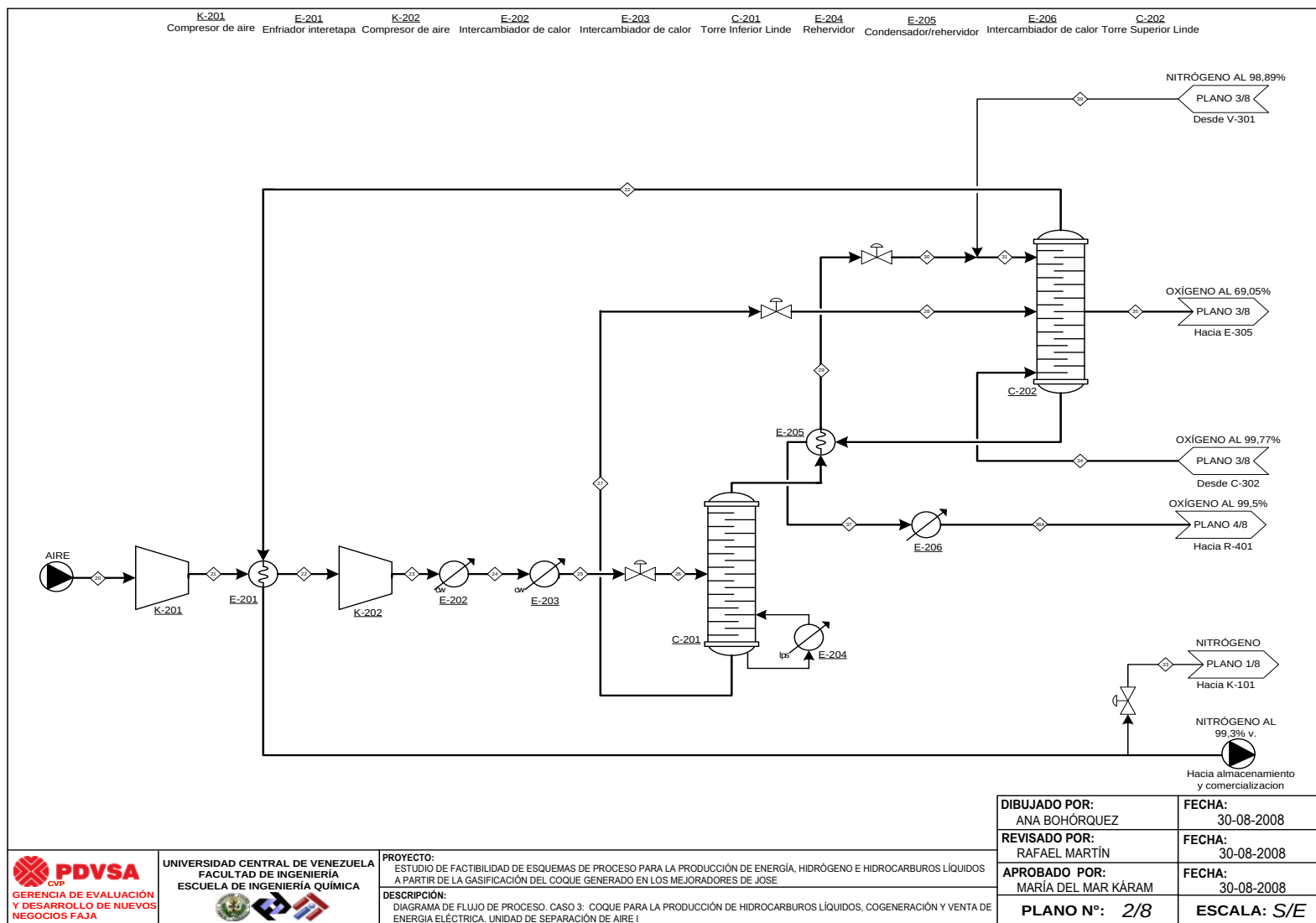
|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

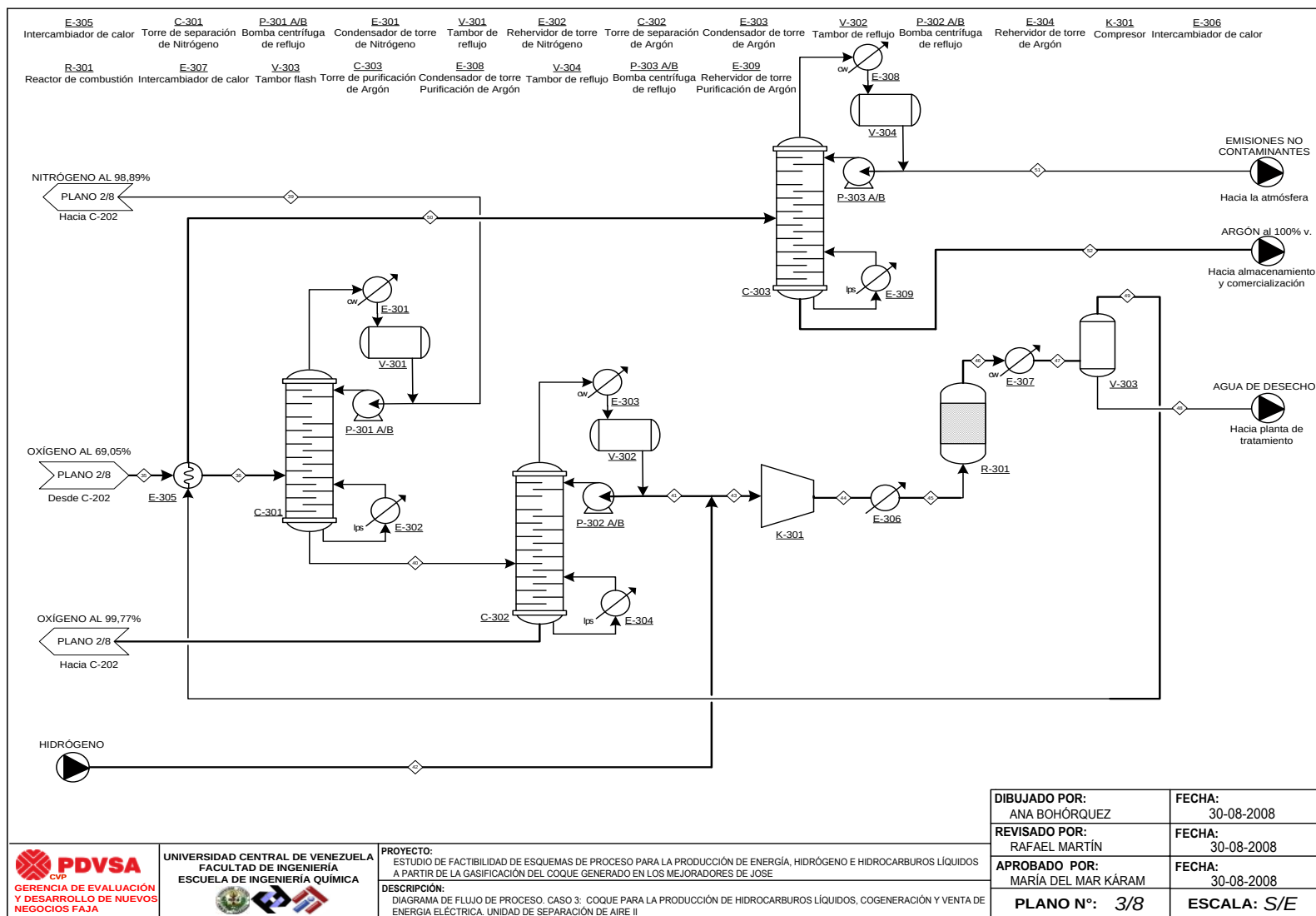
| Parámetros                  | 106                   | 107   | 108   | 109     | 110    | 111        | 112        |
|-----------------------------|-----------------------|-------|-------|---------|--------|------------|------------|
| Temperatura, °C             | 301,1                 | 301,1 | 115,6 | 510,0   | 379,4  | 64,44      | 26,61      |
| Presión, bar                | 87,2                  | 1,7   | 1,7   | 87,2    | 22,4   | 22,41      | 1,72       |
| Flujo másico total, ton/día | 6555,7                | 194,2 | 86,5  | 13111,3 | 6555,7 | 6555,7     | 1690,9     |
|                             | Flujo másico, ton/día |       |       |         |        |            |            |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| CO                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub> O            | 6555,7                | 194,2 | 86,5  | 13111,3 | 6555,7 | 6555,65843 | 1690,93779 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |

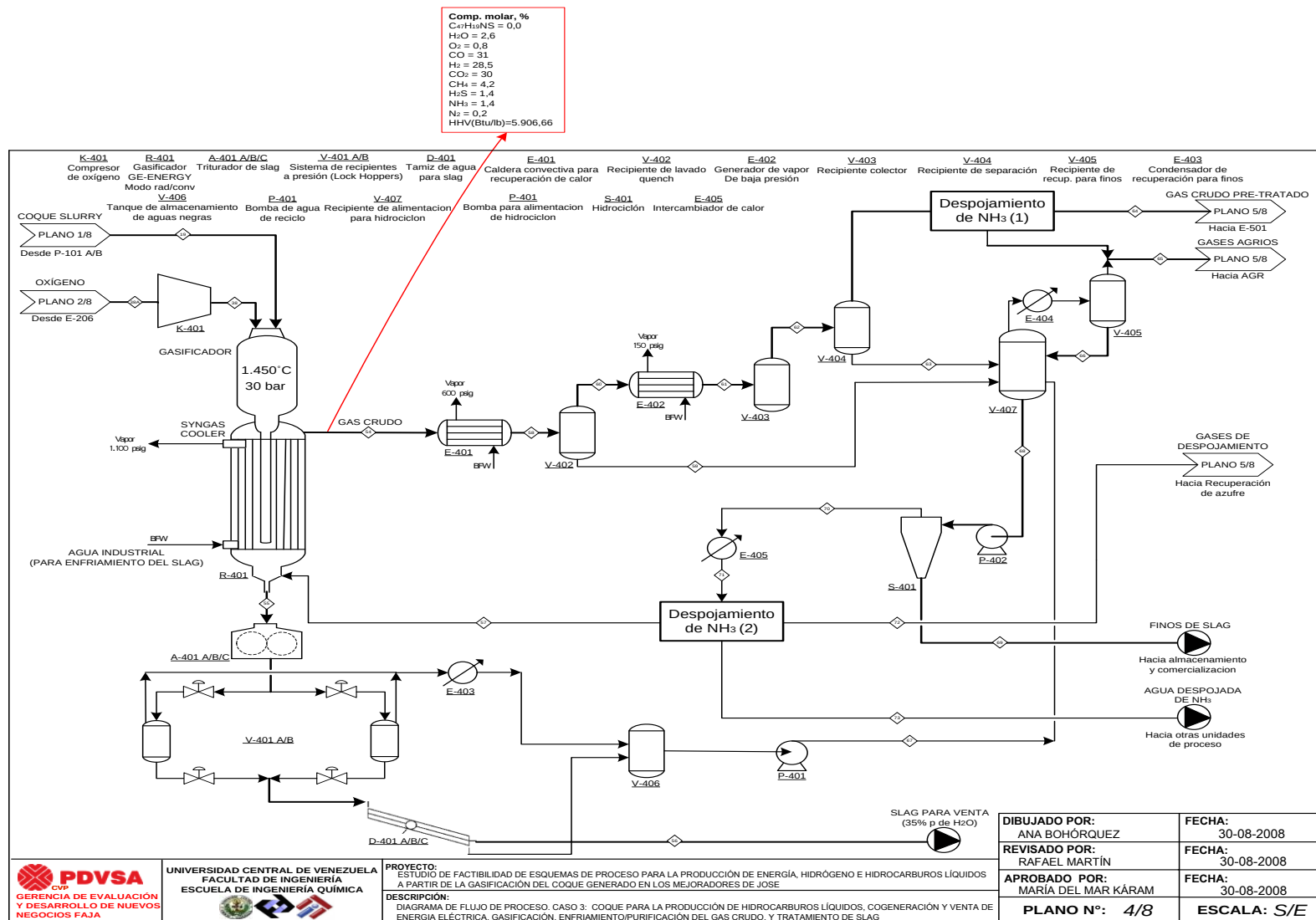
|               |     |     |     |     |     |   |   |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|---|---|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |

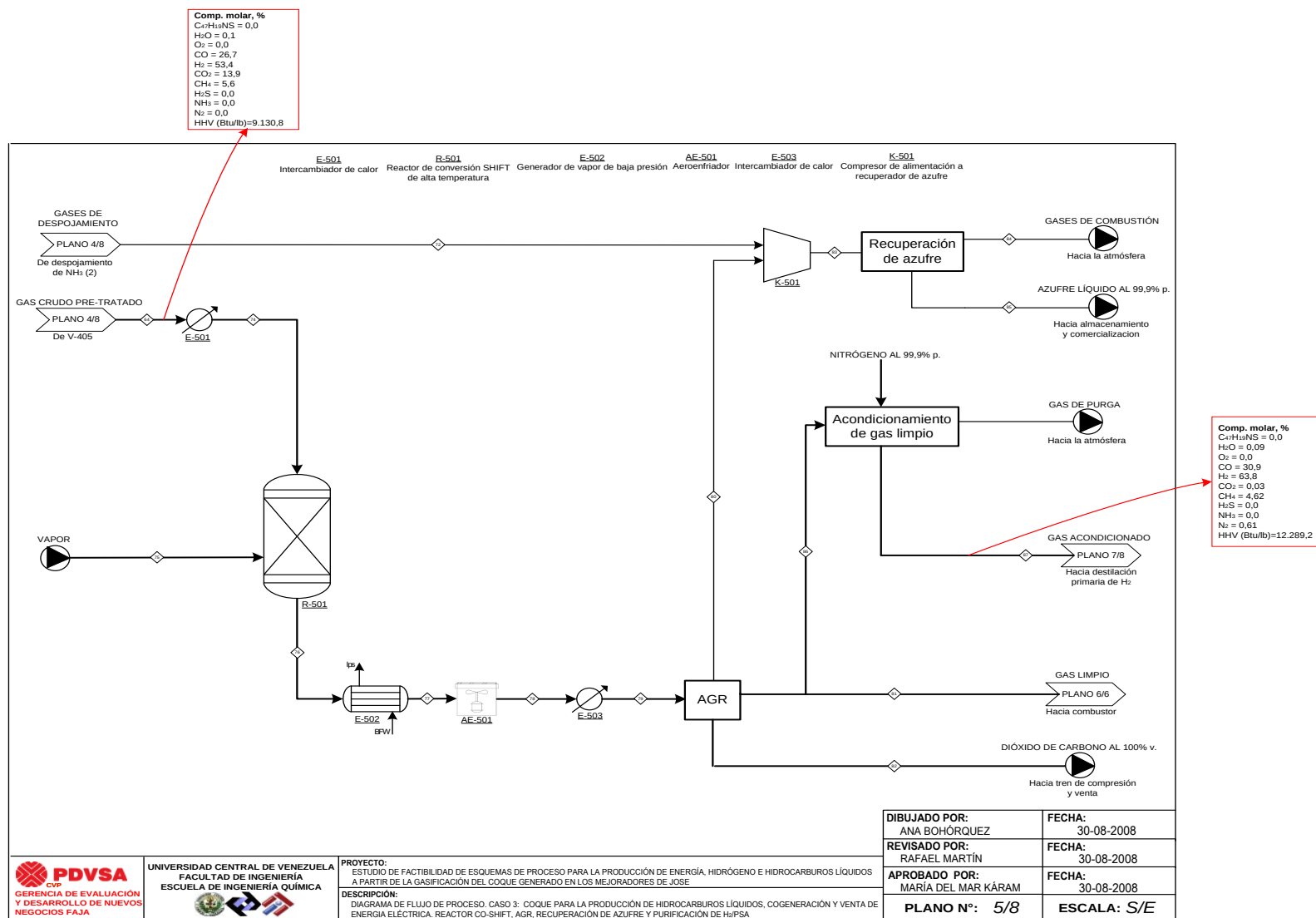
**Apéndice N° 26. Diagramas de flujo de procesos para el Caso 3 (Fuente: Elaboración propia).**



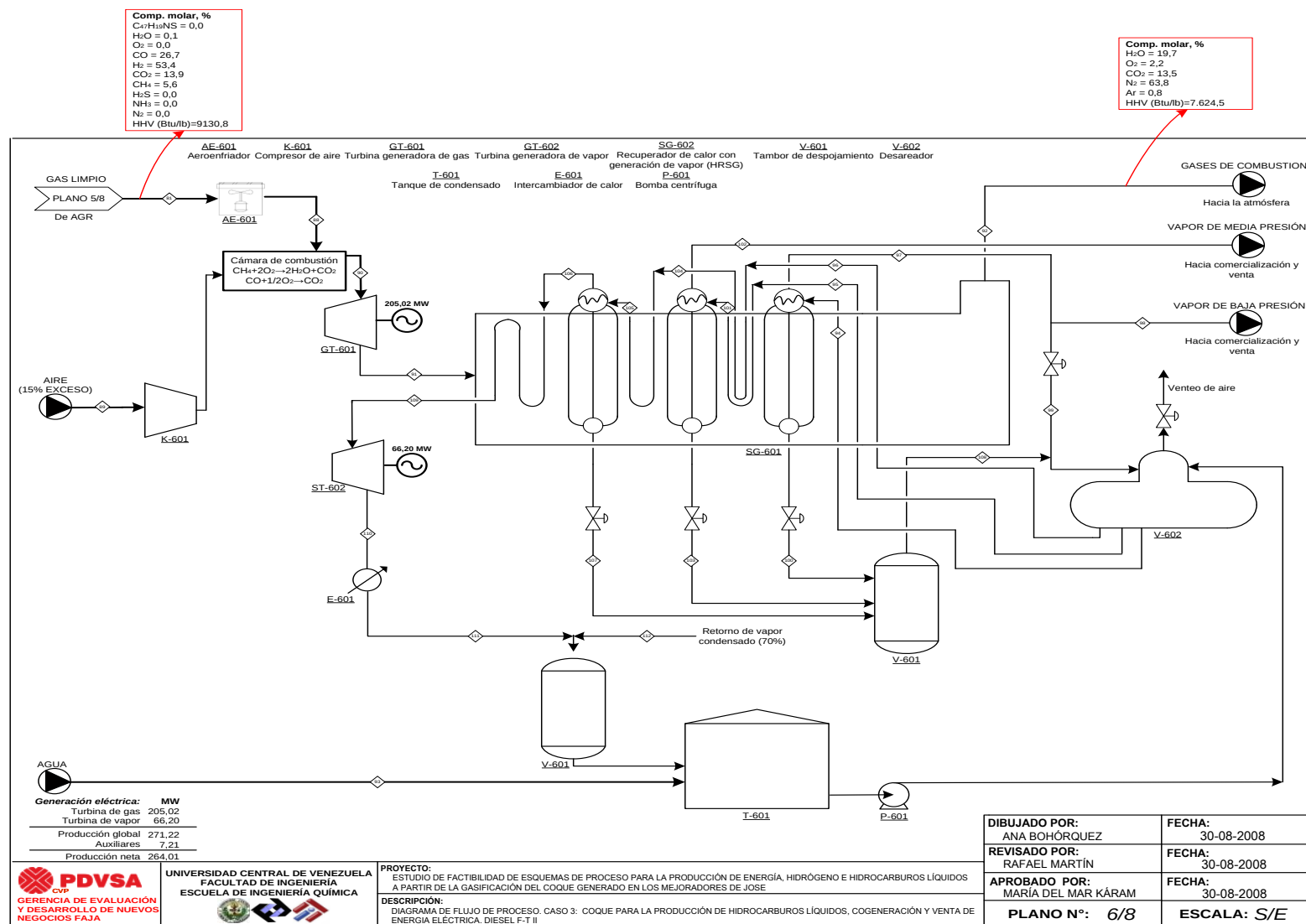


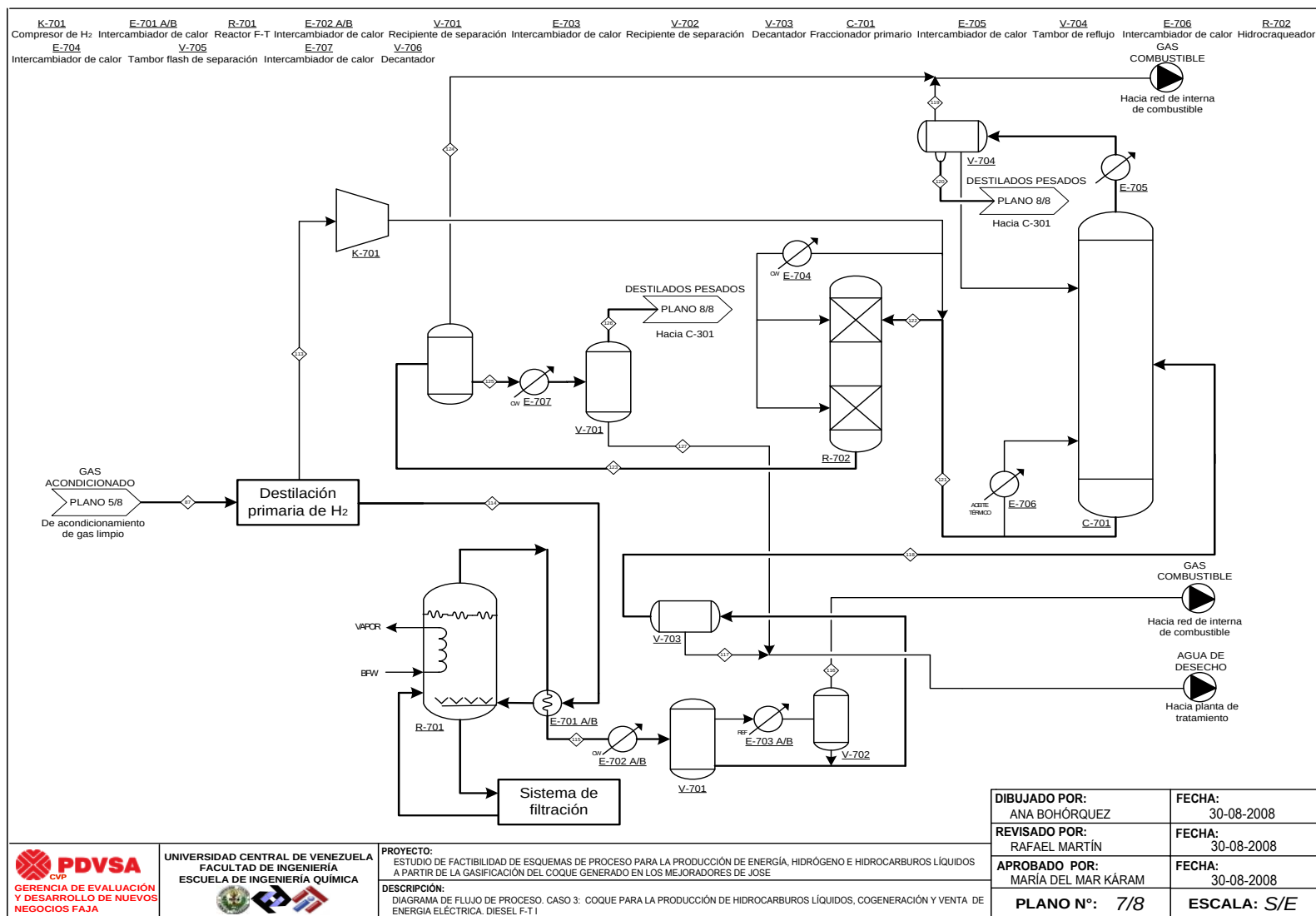


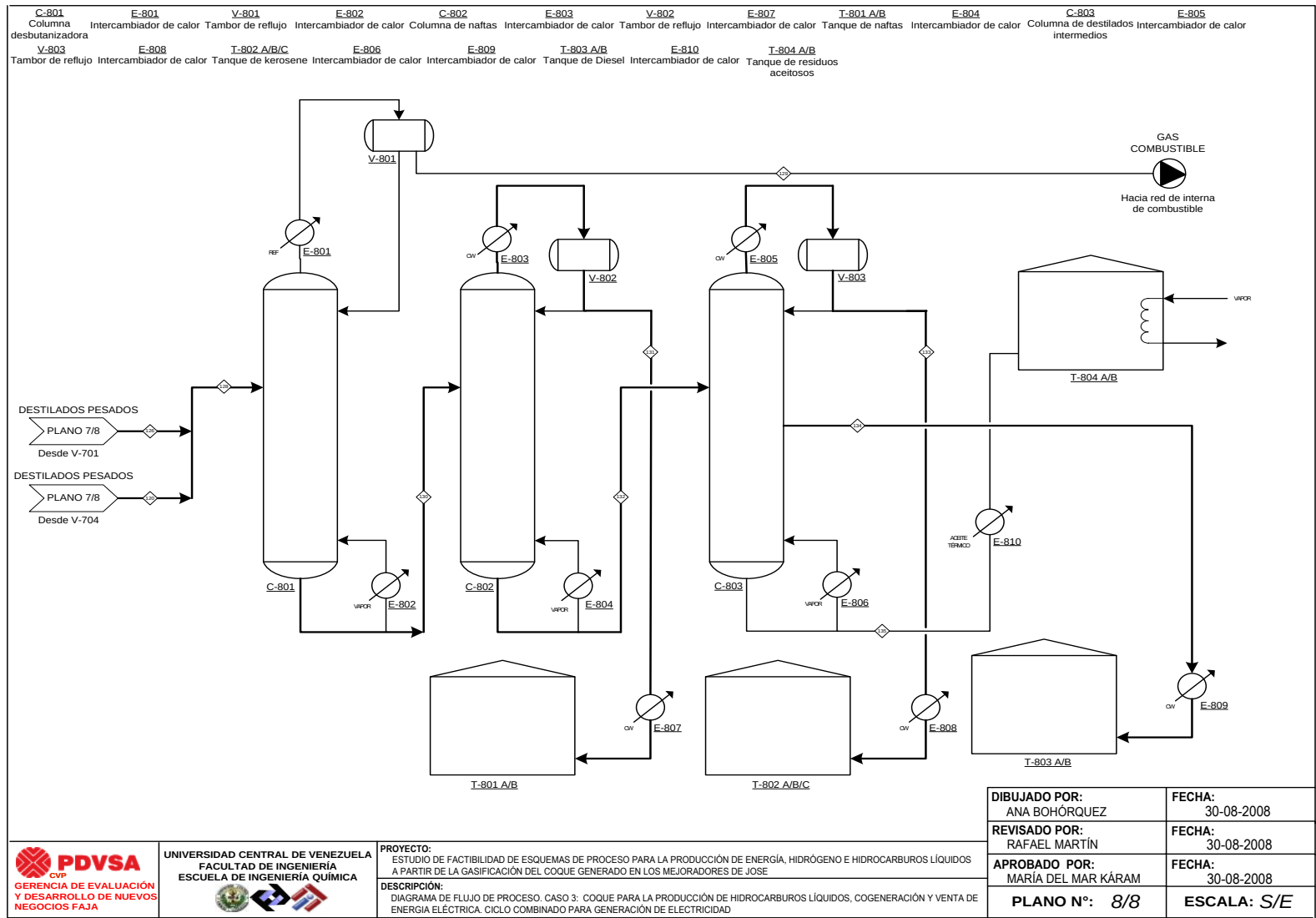












**Apéndice N° 27. Balance de masa para el Caso 3 (Fuente: Elaboración propia).**

| Parámetros                  | 1                     | 2    | 3      | 4      | 5    | 6      | 7      | 8     | 9    | 10     | 11     | 12     | 13     | 14     | 15     |
|-----------------------------|-----------------------|------|--------|--------|------|--------|--------|-------|------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 26,6                  | 26,6 | 26,0   | 26,6   | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 37,8  | 26,6 | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   | 26,6   |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0  | 7,9    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 7,9   | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    |
| Flujo másico total, ton/día | 4313,9                | 86,3 | 2545,6 | 4313,9 | 86,3 | 4400,2 | 4400,2 | 100,0 | 70,0 | 4308,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 | 4378,6 |
|                             | Flujo másico, ton/día |      |        |        |      |        |        |       |      |        |        |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 99,1  | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,2   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0  | 2545,6 | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 4313,9                | 0,0  | 0,0    | 4313,9 | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0   | 70,0 | 4243,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 | 4313,9 |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 86,3 | 0,0    | 0,0    | 86,3 | 86,3   | 86,3   | 0,0   | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   | 64,7   |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Slag                        | 0,0                   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,6   | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |

| Parámetros                  | 16     | 17   | 18     | 19     | 20      | 21      | 22      | 23      | 24      | 25      | 26      | 27      | 28      | 29      | 30      |
|-----------------------------|--------|------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Temperatura, °C             | 26,6   | 26,6 | 26,2   | 33,4   | 27,0    | 173,0   | 42,0    | 195,0   | 42,0    | -166,0  | -174,0  | -174,0  | -191,0  | -178,0  | -195,0  |
| Presión, bar                | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 49,6   | 1,0     | 3,0     | 3,0     | 9,1     | 9,1     | 9,1     | 5,1     | 5,1     | 1,0     | 5,1     | 1,0     |
| Flujo másico total, ton/día | 4378,6 | 5,7  | 7013,2 | 7013,2 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 22338,9 | 10038,2 | 10038,2 | 12298,4 | 12298,4 |
| Flujo másico, ton/día       |        |      |        |        |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |         |
| O <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 5174,3  | 4934,5  | 4934,5  | 239,8   | 239,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 16881,1 | 4872,4  | 4872,4  | 12006,4 | 12006,4 |
| Ar                          | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 283,5   | 231,3   | 231,3   | 52,1    | 52,1    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO                          | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0    | 0,0  | 2628,9 | 2628,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| C (acuoso)                  | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Coque                       | 4313,9 | 0,0  | 4313,9 | 4313,9 | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Cenizas fundidas            | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 64,7   | 0,0  | 64,7   | 64,7   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Surfactantes                | 0,0    | 5,7  | 5,7    | 5,7    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |
| Slag                        | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0     |

| Parámetros                  | 31                    | 32      | 33   | 34     | 35     | 36     | 37     | 38A    | 38     | 39     | 40     | 41     | 42   | 43     | 44     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | -195,0                | -195,0  | 27,0 | -183,0 | -188,3 | -187,4 | -183,0 | -183,0 | 106,0  | -195,0 | -184,0 | -185,7 | 27,0 | -188,7 | -184,0 |
| Presión, bar                | 1,0                   | 1,0     | 1,0  | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 40,7   | 1,0    | 1,0    | 1,0    | 1,0  | 1,0    | 5,1    |
| Flujo másico total, ton/día | 12723,9               | 17024,8 | 24,8 | 1429,1 | 2069,0 | 2069,0 | 5097,3 | 5097,3 | 5097,3 | 427,4  | 1641,5 | 212,6  | 0,1  | 212,9  | 212,9  |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |      |        |        |        |        |        |        |        |        |        |      |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 239,8                 | 106,9   | 0,2  | 1425,9 | 1428,5 | 1428,5 | 5065,3 | 5065,3 | 5065,3 | 0,5    | 1427,9 | 1,3    | 0,0  | 1,6    | 1,6    |
| N <sub>2</sub>              | 12428,6               | 16878,9 | 24,6 | 0,0    | 422,2  | 422,2  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 422,7  | 0,5    | 0,5    | 0,0  | 0,5    | 0,5    |
| Ar                          | 55,4                  | 39,1    | 0,1  | 3,3    | 218,3  | 218,3  | 31,9   | 31,9   | 31,9   | 4,2    | 213,1  | 210,8  | 0,0  | 210,8  | 210,8  |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,1  | 0,1    | 0,1    |
| CO                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |
| Surfactantes                | 0,0                   | 0,0     | 0,0  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0  | 0,0    | 0,0    |

|      |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Slag | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|

| Parámetros                  | 45                    | 46    | 47    | 48    | 49    | 50     | 51     | 52     | 54      | 55    | 56    | 57   | 58      | 59   | 60      |
|-----------------------------|-----------------------|-------|-------|-------|-------|--------|--------|--------|---------|-------|-------|------|---------|------|---------|
| Temperatura, °C             | 25,0                  | 25,0  | -23,0 | -23,0 | -23,0 | -173,0 | -170,0 | -167,0 | 894,4   | 894,4 | 102,7 | 26,0 | 382,2   | 85,3 | 85,3    |
| Presión, bar                | 5,1                   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1   | 5,1    | 5,1    | 5,1    | 30,4    | 30,4  | 55,2  | 55,2 | 30,2    | 30,2 | 30,2    |
| Flujo másico total, ton/día | 212,9                 | 212,8 | 212,8 | 0,5   | 211,3 | 211,3  | 2,7    | 208,9  | 11948,0 | 113,8 | 102,0 | 10,1 | 11948,0 | 0,3  | 11947,7 |
|                             | Flujo másico, ton/día |       |       |       |       |        |        |        |         |       |       |      |         |      |         |
| O <sub>2</sub>              | 1,6                   | 0,5   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 125,8   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,8   | 0,0  | 125,8   |
| N <sub>2</sub>              | 0,5                   | 0,5   | 0,5   | 0,0   | 0,5   | 0,5    | 0,5    | 0,0    | 31,9    | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0  | 31,9    |
| Ar                          | 210,8                 | 210,8 | 210,8 | 0,0   | 210,8 | 210,8  | 2,3    | 208,9  | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| H <sub>2</sub>              | 0,1                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 278,6   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,6   | 0,0  | 278,6   |
| CO                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 4212,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4212,9  | 0,0  | 4212,9  |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 6399,9  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 6399,9  | 0,0  | 6399,9  |
| H <sub>2</sub> O            | 0,0                   | 1,0   | 1,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 225,6   | 10,1  | 3,5   | 10,1 | 225,6   | 0,0  | 225,6   |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 324,1   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 324,1   | 0,0  | 324,1   |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 229,2   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 229,2   | 0,0  | 229,2   |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 114,5   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 114,5   | 0,0  | 114,5   |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 5,5     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 5,5     | 0,3  | 5,2     |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Flux (Caliza)               | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0     | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0  | 0,0     |

|              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |       |      |     |     |     |     |
|--------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-------|------|-----|-----|-----|-----|
| Surfactantes | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0   | 0,0  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag         | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 103,7 | 98,5 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 61                    | 62      | 63    | 64      | 65    | 66   | 67    | 68    | 69   | 70    | 71    | 72    | 73   | 74      | 75     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|-------|---------|-------|------|-------|-------|------|-------|-------|-------|------|---------|--------|
| Temperatura, °C             | 50,0                  | 50,0    | 40,0  | 40,0    | 97,0  | 97,0 | 102,7 | 101,0 | 50,0 | 50,0  | 97,0  | 155,6 | 26,0 | 315,56  | 223,9  |
| Presión, bar                | 30,2                  | 30,2    | 30,2  | 30,2    | 1,7   | 1,7  | 1,7   | 50,0  | 53,0 | 53,0  | 1,0   | 6,2   | 55,2 | 23,4    | 23,4   |
| Flujo másico total, ton/día | 11947,7               | 11947,7 | 253,6 | 11583,5 | 188,0 | 11,6 | 11,8  | 184,4 | 44,9 | 139,4 | 139,4 | 49,4  | 79,9 | 11583,5 | 1518,0 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |       |         |       |      |       |       |      |       |       |       |      |         |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 0,1   | 125,7   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 125,7   | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 0,0   | 31,9    | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 31,9    | 0,0    |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 278,6                 | 278,6   | 0,1   | 278,5   | 0,1   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 278,5   | 0,0    |
| CO                          | 4212,9                | 4212,9  | 2,7   | 4210,2  | 2,7   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 4210,2  | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 6399,9                | 6399,9  | 41,7  | 6358,2  | 40,9  | 0,1  | 0,0   | 0,8   | 0,0  | 0,8   | 0,8   | 0,8   | 0,0  | 6358,2  | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 225,6                 | 225,6   | 195,0 | 30,6    | 28,9  | 11,5 | 6,6   | 172,7 | 34,5 | 138,1 | 138,1 | 48,1  | 79,9 | 30,6    | 1518,0 |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 0,5   | 323,6   | 0,5   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 323,6   | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 229,2                 | 229,2   | 4,4   | 224,7   | 4,2   | 0,0  | 0,0   | 0,2   | 0,0  | 0,2   | 0,2   | 0,2   | 0,0  | 224,7   | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 114,5                 | 114,5   | 3,9   | 0,0     | 110,7 | 0,0  | 0,0   | 0,3   | 0,0  | 0,3   | 0,3   | 0,3   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Fly dust                    | 5,2                   | 5,2     | 5,2   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 5,2   | 5,2  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0   | 0,0     | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0     | 0,0    |



|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 5,2 | 5,2 | 5,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 76                    | 77      | 78      | 79      | 80     | 81     | 82     | 83     | 84     | 85    | 86     | 87     | 88     | 89     | 90     |
|-----------------------------|-----------------------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 394,9                 | 148,9   | 65,6    | 32,2    | 42,2   | 28,9   | 27,8   | 68,9   | 158,8  | 158,8 | 26,7   | 37,8   | 1107,2 | 542,2  | 148,9  |
| Presión, bar                | 23,1                  | 23,1    | 23,1    | 23,1    | 1,7    | 37,9   | 1,0    | 2,4    | 1,5    | 1,5   | 37,9   | 20,7   | 1,0    | 0,8    | 0,8    |
| Flujo másico total, ton/día | 13340,9               | 13340,9 | 13340,9 | 13340,9 | 2183,5 | 2821,2 | 5515,0 | 2232,9 | 2039,8 | 192,6 | 2821,2 | 1959,2 | 2821,2 | 1939,0 | 4760,2 |
|                             | Flujo másico, ton/día |         |         |         |        |        |        |        |        |       |        |        |        |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 125,8                 | 125,8   | 125,8   | 125,8   | 125,8  | 0,0    | 0,0    | 125,8  | 29,8   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 406,2  | 120,7  |
| N <sub>2</sub>              | 31,9                  | 31,9    | 31,9    | 31,9    | 0,0    | 16,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 16,0   | 30,8   | 16,0   | 1515,0 | 3020,1 |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 17,8   | 50,8   |
| H <sub>2</sub>              | 387,8                 | 387,8   | 387,8   | 387,8   | 0,0    | 193,9  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 193,9  | 231,6  | 193,9  | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 2694,4                | 2694,4  | 2694,4  | 2694,4  | 0,0    | 1347,2 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 1347,2 | 1558,1 | 1347,2 | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 8785,7                | 8785,7  | 8785,7  | 8785,7  | 1757,1 | 1098,2 | 4832,1 | 1757,9 | 1757,1 | 0,0   | 1098,2 | 2,4    | 1098,2 | 0,0    | 996,5  |
| H <sub>2</sub> O            | 766,4                 | 766,4   | 766,4   | 766,4   | 75,9   | 3,8    | 682,9  | 124,0  | 232,1  | 0,0   | 3,8    | 2,9    | 3,8    | 0,0    | 572,1  |
| CH <sub>4</sub>             | 324,1                 | 324,1   | 324,1   | 324,1   | 0,0    | 162,1  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 162,1  | 133,5  | 162,1  | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 224,7                 | 224,7   | 224,7   | 224,7   | 224,7  | 0,0    | 0,0    | 224,9  | 20,5   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,3    | 0,3    | 0,3   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 192,4 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |
| Cenizas fundidas            | 0,0                   | 0,0     | 0,0     | 0,0     | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    |

|               |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Flux (Caliza) | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes  | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag          | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 91     | 92     | 93     | 94     | 95     | 96     | 97     | 98    | 99    | 100    | 101    | 102    | 103   | 104    | 105    |
|-----------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|
| Temperatura, °C             | 26,7   | 148,9  | 148,9  | 116,7  | 147,8  | 147,8  | 137,8  | 147,8 | 176,7 | 185,6  | 185,6  | 164,4  | 298,9 | 301,1  | 301,1  |
| Presión, bar                | 1,1    | 1,7    | 1,7    | 1,7    | 4,5    | 4,5    | 1,7    | 1,7   | 1,7   | 11,4   | 1,7    | 1,7    | 1,7   | 87,2   | 1,7    |
| Flujo másico total, ton/día | 4760,2 | 4760,2 | 1628,5 | 1352,2 | 2018,1 | 6669,4 | 1312,8 | 456,3 | 856,5 | 1572,2 | 2018,1 | 1959,3 | 58,8  | 6669,4 | 6669,4 |
| Flujo másico, ton/día       |        |        |        |        |        |        |        |       |       |        |        |        |       |        |        |
| O <sub>2</sub>              | 120,7  | 120,7  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| N <sub>2</sub>              | 3020,1 | 3020,1 | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 1515,0 | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Ar                          | 50,8   | 50,8   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 17,8   | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub>              | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| CO                          | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| CO <sub>2</sub>             | 996,5  | 996,5  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> O            | 572,1  | 572,1  | 1628,5 | 1352,2 | 2018,1 | 6669,4 | 1312,8 | 456,3 | 856,5 | 39,4   | 2018,1 | 1959,3 | 58,8  | 6669,4 | 6669,4 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| C (acuoso)                  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| S (acuoso)                  | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Coque                       | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |
| Fly dust                    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0    | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0    | 0,0    |

|                  |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Cenizas fundidas | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Flux (Caliza)    | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Surfactantes     | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Slag             | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |

| Parámetros                  | 106                   | 107   | 108   | 109     | 110    | 111        | 112        |
|-----------------------------|-----------------------|-------|-------|---------|--------|------------|------------|
| Temperatura, °C             | 301,1                 | 301,1 | 115,6 | 510,0   | 379,4  | 64,44      | 26,61      |
| Presión, bar                | 87,2                  | 1,7   | 1,7   | 87,2    | 22,4   | 22,41      | 1,72       |
| Flujo másico total, ton/día | 6555,7                | 194,2 | 86,5  | 13111,3 | 6555,7 | 6555,7     | 1690,9     |
|                             | Flujo másico, ton/día |       |       |         |        |            |            |
| O <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| N <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Ar                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub>              | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| CO                          | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| CO <sub>2</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub> O            | 6555,7                | 194,2 | 86,5  | 13111,3 | 6555,7 | 6555,65843 | 1690,93779 |
| CH <sub>4</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| H <sub>2</sub> S            | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| NH <sub>3</sub>             | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| C (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| S (acuoso)                  | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Coque                       | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |
| Fly dust                    | 0,0                   | 0,0   | 0,0   | 0,0     | 0,0    | 0          | 0          |

|                  |     |     |     |     |     |   |   |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|---|---|
| Cenizas fundidas | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |
| Flux (Caliza)    | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |
| Surfactantes     | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |
| Slag             | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0 | 0 |

| Parámetros                       | 113                   | 114    | 115    | 116   | 117   | 118   | 119  | 120   | 121   | 122   | 123   | 124  | 125  | 126   | 127  |
|----------------------------------|-----------------------|--------|--------|-------|-------|-------|------|-------|-------|-------|-------|------|------|-------|------|
| Temperatura, °C                  | 37,8                  | 37,8   | 240,0  | 3,9   | 32,8  | 32,8  | 37,8 | 120,6 | 343,3 | 336,1 | 370,0 | 37,8 | 37,8 | 37,8  | 37,8 |
| Presión, bar                     | 20,7                  | 20,7   | 20,7   | 19,3  | 19,1  | 19,1  | 15,7 | 2,0   | 2,0   | 68,9  | 68,9  | 68,9 | 68,8 | 68,7  | 68,6 |
| Flujo másico total, ton/día      | 3709,0                | 1954,6 | 1954,6 | 174,7 | 972,0 | 807,9 | 5,2  | 451,0 | 328,6 | 333,3 | 332,7 | 2,2  | 0,9  | 330,3 | 23,1 |
|                                  | Flujo másico, ton/día |        |        |       |       |       |      |       |       |       |       |      |      |       |      |
| H <sub>2</sub>                   | 2132,0                | 229,7  | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 2,3   | 0,7   | 0,6  | 0,1  | 0,1   | 0,0  |
| CO                               | 1431,3                | 1556,5 | 12,6   | 12,5  | 0,0   | 0,1   | 0,1  | 0,0   | 0,0   | 1,6   | 1,6   | 1,2  | 0,3  | 0,3   | 0,0  |
| CO <sub>2</sub>                  | 10,0                  | 2,2    | 2,2    | 1,9   | 0,0   | 0,3   | 0,2  | 0,1   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0  | 0,0   | 0,0  |
| N <sub>2</sub>                   | 30,0                  | 30,6   | 30,6   | 30,3  | 0,0   | 0,2   | 0,2  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0  | 0,0   | 0,0  |
| O <sub>2</sub>                   | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0  | 0,0   | 0,0  |
| CH <sub>4</sub>                  | 0,5                   | 132,9  | 132,9  | 129,1 | 0,0   | 3,8   | 3,4  | 0,4   | 0,0   | 0,5   | 0,5   | 0,3  | 0,3  | 0,3   | 0,0  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,0                   | 0,0    | 0,0    | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0  | 0,0   | 0,0  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,0                   | 0,0    | 2,2    | 0,0   | 0,0   | 2,2   | 0,0  | 2,2   | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  | 0,0  | 0,0   | 0,0  |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>   | 0,0                   | 0,0    | 63,8   | 0,5   | 0,0   | 63,3  | 1,0  | 62,3  | 0,0   | 0,0   | 15,9  | 0,0  | 0,0  | 15,9  | 0,0  |
| C <sub>5</sub> -C <sub>9</sub>   | 0,0                   | 0,0    | 118,7  | 0,0   | 0,0   | 118,7 | 0,0  | 118,7 | 0,0   | 0,0   | 49,5  | 0,0  | 0,0  | 49,5  | 0,0  |
| C <sub>10</sub> -C <sub>14</sub> | 0,0                   | 0,0    | 133,2  | 0,0   | 0,0   | 133,2 | 0,0  | 133,2 | 0,0   | 0,0   | 115,6 | 0,0  | 0,0  | 115,6 | 0,0  |
| C <sub>15</sub> -C <sub>19</sub> | 0,0                   | 0,0    | 134,1  | 0,0   | 0,0   | 134,1 | 0,0  | 134,1 | 0,0   | 0,0   | 132,1 | 0,0  | 0,0  | 132,1 | 0,0  |
| C <sub>19</sub> +                | 0,0                   | 0,0    | 328,6  | 0,0   | 0,0   | 328,6 | 0,0  | 0,0   | 328,6 | 328,6 | 16,5  | 0,0  | 0,0  | 16,5  | 0,0  |
| H <sub>2</sub> O                 | 105,1                 | 2,8    | 995,7  | 0,3   | 972,0 | 23,4  | 0,3  | 0,0   | 0,0   | 0,3   | 0,3   | 0,0  | 0,3  | 0,0   | 23,1 |

| Parámetros                     | 128                   | 129  | 130   | 131  | 132   | 133   | 134   | 135  |
|--------------------------------|-----------------------|------|-------|------|-------|-------|-------|------|
| Temperatura, °C                | 212,8                 | 4,4  | 23,9  | 23,9 | 65,6  | 23,9  | 23,9  | 79,4 |
| Presión, bar                   | 2,0                   | 13,8 | 13,8  | 13,8 | 13,8  | 1,0   | 1,0   | 1,0  |
| Flujo másico total, ton/día    | 781,9                 | 5,1  | 760,4 | 94,5 | 665,9 | 258,8 | 390,5 | 16,5 |
|                                | Flujo másico, ton/día |      |       |      |       |       |       |      |
| H <sub>2</sub>                 | 0,1                   | 0,1  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| CO                             | 0,3                   | 0,3  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| CO <sub>2</sub>                | 0,1                   | 0,1  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| N <sub>2</sub>                 | 0,0                   | 0,0  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| O <sub>2</sub>                 | 0,0                   | 0,0  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| CH <sub>4</sub>                | 0,6                   | 0,6  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>  | 0,0                   | 0,0  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>  | 2,2                   | 2,2  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 78,9                  | 1,6  | 60,9  | 60,9 | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |
| C5-C9                          | 168,2                 | 0,2  | 168,1 | 33,6 | 134,5 | 134,5 | 0,0   | 0,0  |
| C10-C14                        | 248,8                 | 0,0  | 248,8 | 0,0  | 248,8 | 124,4 | 124,4 | 0,0  |
| C15-C19                        | 266,2                 | 0,0  | 266,2 | 0,0  | 266,2 | 0,0   | 266,2 | 0,0  |
| C19+                           | 16,5                  | 0,0  | 16,5  | 0,0  | 16,5  | 0,0   | 0,0   | 16,5 |
| H <sub>2</sub> O               | 0,0                   | 0,0  | 0,0   | 0,0  | 0,0   | 0,0   | 0,0   | 0,0  |



**Apéndice N° 28. Cálculo de combustión en la cámara de combustión para generación de electricidad (Fuente: www.heaterdesign.com).**

### Combustion Of Fuel Gas Calculator

This calculator determines the flue gas composition resulting from the combustion of a fuel gas with a given excess air. Additionally it calculates the lower heating value of the fuel gas and the air/fuel ratios. Air is assumed to be at 60 °F and composition entered should include moisture.

| Air Composition, mole% |       | Fuel Composition, mole % |      |         |       |          |      |
|------------------------|-------|--------------------------|------|---------|-------|----------|------|
| N2 =                   | 78.13 | CH4 =                    | 5.61 | C6H14 = | 0     | C2H4 =   | 0    |
| O2 =                   | 20.95 | C2H6 =                   | 0    | CO =    | 26.70 | C3H6 =   | 0    |
| CO2 =                  | 0     | C3H8 =                   | 0    | H2 =    | 53.40 | N-C4H8 = | 0    |
| H2O =                  | 0     | N-C4H10 =                | 0    | N2 =    | 0     | C6H6 =   | 0    |
| Ar =                   | 0.92  | I-C4H10 =                | 0    | CO2 =   | 13.85 | H2O =    | 0.12 |
| SO2 =                  | 0     | N-C5H12 =                | 0    | C =     | 0     | O2 =     | 0    |
| CO =                   | 0     | I-C5H12 =                | 0    | S =     | 0     | H2S =    | 0    |
| Excess Air =           | 15    |                          |      |         |       |          |      |

### Calculation Results

**RESULTS**

**Lower Heating Value, Btu/lb** = 6900.2096

**Air/Fuel Ratio, lb/lb @ 0% Excess Air** = 4.5513

**Air/Fuel Ratio, lb/lb @ Excess Air** = 5.2340

**Flue Gas Composition**

|                         |           |                      |            |
|-------------------------|-----------|----------------------|------------|
| <b>N2, mole %</b>       | = 64.4701 | <b>O2, mole %</b>    | = 2.2549   |
| <b>CO2, mole %</b>      | = 13.5341 | <b>H2O, mole %</b>   | = 18.9818  |
| <b>Ar, mole %</b>       | = 0.7592  | <b>SO2, mole %</b>   | = 0.0000   |
| <b>CO, mole %</b>       | = 0.0000  | <b>Total, mole %</b> | = 100.0000 |
| <b>Flue Gas mol.wt.</b> | = 28.4629 |                      |            |

**Apéndice N° 29. Costos de materia prima, insumos, servicios, productos y subproductos empleados en la evaluación económica de esquemas (Fuente: Tourton et al, 1998; LEEPI 2009, Chemical Engineering web site; SRI Consulting; Perry et al, 2001 y Stiegel et al, 2006, PDVSA-CVP).**

| <b>COSTOS DE MATERIA PRIMA</b> |       |
|--------------------------------|-------|
| Coque, \$/Ton (2008)           | 0,00  |
| Caliza, \$/ton (2008)          | 20,00 |

| <b>COSTOS DE SERVICIOS E INSUMOS</b>   |       |
|----------------------------------------|-------|
| Agua industrial, \$/Ton                | 3,70  |
| Hidrógeno al 99,9% vol., \$/ton (2008) | 1.200 |
| HP Steam (41-51 bar), \$/ton           | 4,52  |
| MP Steam (11-16 bar), \$/ton           | 3,92  |
| LP Steam (4-6bar), \$/ton              | 3,88  |
| Subestación de electricidad, \$/KWH    | 0,06  |
| Surfactantes iónicos, \$/Ton           | 500   |
| Agua de enfriamiento, \$/Ton           | 0,02  |

| <b>COSTO DE PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS</b> |        |
|------------------------------------------|--------|
| Electricidad, \$/MWH                     | 75     |
| Hidrógeno al 99,9% vol., \$/ton (2008)   | 1.200  |
| Nitrógeno, \$/Ton                        | 0,00   |
| Slag, \$/ton                             | 0,00   |
| Finos de slag, \$/ton                    | 0,00   |
| Azufre líquido, \$/Ton (2008)            | 15,00  |
| Dióxido de carbono, \$/Ton               | 10,00  |
| Vapor MP, \$/ton                         | 3,92   |
| Vapor BP, \$/ton                         | 3,88   |
| Argón, \$/Ton                            | 1,43   |
| Diesel, \$/bbl                           | 174,59 |
| Naftas, \$/bbl                           | 147,50 |
| Kerosene, \$/bbl                         | 124,61 |
| Residuos aceitosos, \$/bbl               | 34,17  |



| TRATAMIENTO DE DESECHOS SÓLIDOS Y LIQUIDOS                                    |       |
|-------------------------------------------------------------------------------|-------|
| Depósitos de desecho (Sólidos y líquidos)                                     |       |
| a) No peligrosos, \$/Ton                                                      | 36    |
| b) Peligroso, \$/Ton                                                          | 145   |
| Tratamiento de agua de desecho                                                |       |
| a) Primaria (filtración), \$/1000m <sup>3</sup>                               | 39    |
| a) Primaria (filtración), \$/Ton                                              | 0,039 |
| b) Secundaria (filtración + activación), \$/1000m <sup>3</sup>                | 41    |
| b) Secundaria (filtración + activación), \$/Ton                               | 0,041 |
| c) Terciaria (filtración + activación + procesamiento), \$/1000m <sup>3</sup> | 53    |
| c) Terciaria (filtración + activación + procesamiento), \$/Ton                | 0,053 |

| SUMINISTRO DE AIRE                            |        |
|-----------------------------------------------|--------|
| Presurizado y seco                            |        |
| a) Aire de procesos, \$/100m <sup>3</sup>     | 2,3    |
| a) Aire de procesos, \$/Ton                   | 0,0184 |
| b) Aire de instrumentos, \$/100m <sup>3</sup> | 4,7    |
| b) Aire de instrumentos, \$/Ton               | 0,0376 |
| Densidad aire seco, Kg/m <sup>3</sup>         | 1.225  |