



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA
ADAPTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA WSA DE PRODUCCIÓN
DE ÁCIDO SULFÚRICO EN LA PLANTA 215 DEL
COMPLEJO PETROQUÍMICO MORÓN,
DE PEQUIVEN.**

Tutor académico:

Prof. Rafael Hernández Andara

Tutor industrial:

Ing. Rafael Vloria

Autor:

Carlos Augusto Jaimes C.

C.I. 14368554

Valencia, mayo de 2009.



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA
ADAPTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA WSA DE PRODUCCIÓN
DE ÁCIDO SULFÚRICO EN LA PLANTA 215 DEL
COMPLEJO PETROQUÍMICO MORÓN,
DE PEQUIVEN.**

*Trabajo Especial de Grado presentado ante la ilustre Universidad de Carabobo para optar al
título de Ingeniero Químico*

Tutor académico:

Prof. Rafael Hernández Andara

Tutor industrial:

Ing. Rafael Vilorio

Autor:

Carlos Augusto Jaimes C.

C.I. 14368554

Valencia, mayo de 2009.

Agradecimientos

A Dios Todopoderoso, quien me envió a esta aventura y ha tenido la bondad de enseñarme el valor de la paciencia y la perseverancia.

A mi abuelita María, que me ha regalado con su ejemplo los más hermosos valores y llenó mi corazón de amor por mi tierra y por los míos.

A mi hermana Yuderkis, quien ha tenido la generosidad de darme cobijo en su hogar, un puesto en su mesa y un lugar especial en su vida. Sin ti hermana, este sueño sería lejano todavía.

A mis hermanas Yelitza y Yisela, quienes siempre me apoyaron e hicieron todo lo que estuvo a su alcance para ayudarme en mi proyecto de vida.

A mi tía Elizaida, que me dio todo cuanto pudo y me brindó el calor de un hogar y el amor de una verdadera madre.

A mi padre, quien ha sido un pilar fundamental en mi vida y me ha ayudado a comprender el valor de la familia.

A mis amigos: Leonard, Ricardo, Luis, Daniel y Richard, que han tenido la generosidad de regalarme su amistad y su apoyo incondicional.

A la familia Alcalde Velásquez por brindarme su amistad, su respeto y su apoyo. También por abrirme las puertas de su casa y regalarme su confianza.

A Rosne por darme fuerzas todos los días, por aguantarme, por comprenderme y por llenar de alegría mi existencia.

A Rafael Vilorio por su infinita amabilidad y paciencia, tus excelentes consejos y tu disponibilidad en todo momento. Sin duda eres el mejor tutor industrial que un tesista pudiera tener.

A los profesores Evelyn Yamal y Rafael Hernández Andara, por su valiosa contribución y por disponer de su tiempo libre para asesorarme en la realización de este proyecto.

Carlos Augusto Jaimes Caicedo

DEDICATORIA

A Manuel Alfredo, Diego, Kenni, Kevinn, Manuel Alejandro y María Ester, para que recuerden que aun en las situaciones más adversas uno debe seguir sus sueños hasta alcanzarlos.

RESUMEN

El objetivo principal con el que se realizó este trabajo fue disminuir las emisiones de SO_2 producidas por la instalación 215 del Complejo Petroquímico PEQUIVEN–Morón, mediante la evaluación de la factibilidad técnica–económica de la adaptación de la tecnología WSA. El trabajo se realizó con la finalidad de aumentar la conversión a SO_3 y en consecuencia operar a la capacidad de diseño de la planta, además de cumplir con el requisito exigido por la Universidad de Carabobo para optar al título de Ingeniero Químico.

La metodología usada consistió en realizar un diagnóstico a los equipos principales de la instalación a través del estudio de sus condiciones de operación actuales. Luego se determinó el rango de las emisiones de SO_2 producidas y se propusieron los equipos necesarios para lograr la adaptación tecnológica de manera satisfactoria. Posteriormente, con la ayuda del simulador de procesos Aspen HYSYS® se evaluó la factibilidad técnica del proyecto utilizando la disminución de las emisiones de SO_2 como criterio principal. Finalmente se determinó la factibilidad económica de la adaptación utilizando los principales indicadores de rentabilidad de proyectos de inversión.

Luego del diagnóstico se conoció que los principales equipos de la instalación 215 funcionan de manera adecuada y dentro de las condiciones normales de operación. También se determinó que la tecnología WSA utiliza la mayoría de los equipos existentes en la instalación y su implantación reduciría las emisiones de SO_2 hasta un 61% en comparación con las emisiones actuales. Por otro lado la implementación del proyecto implicaría una inversión de US\$ 7.586.260,2 con una rentabilidad de 54,27% y un tiempo de pago de 20 meses.

Dentro de las recomendaciones más resaltantes se tiene: realizar un estudio cinético de la reacción de conversión de SO_2 utilizando catalizadores de la serie VK-WSA y estudiar la posibilidad de adaptar la tecnología de doble condensación WSA, de manera de aumentar la conversión global y disminuir aun más las emisiones de SO_2 .

Palabras Clave: Emisiones, WSA, SO_2 , ácido, sulfúrico, factibilidad.

ÍNDICE GENERAL

Introducción.....	1
CAPÍTULO I	
1.1 Planteamiento del problema.....	3
1.2 Formulación del problema.....	6
1.2.1 Situación actual.....	6
1.2.2 Situación deseada.....	7
1.3 Objetivos	7
1.3.1 General.....	7
1.3.2 Específicos.....	7
1.4 Justificación.....	8
1.5 Limitaciones.....	9
CAPÍTULO II	
2.1 Antecedentes.....	10
2.2 Bases teóricas.....	13
2.2.1 Características principales de la materia prima y el producto.....	13
2.2.2 Principales tecnologías de producción de ácido sulfúrico.....	15
2.2.3 Horno de combustión.....	15
2.2.4 Convertidor catalítico.....	17
2.2.5 Torre de secado.....	19
2.2.6 Torre de absorción.....	19
2.2.7 Características principales de la tecnología WSA.....	19
2.2.8 Conceptos estadísticos.....	23
2.2.9 Aspectos financieros.....	24
CAPÍTULO III	
3.1 Diagnóstico de las condiciones de operación de los principales equipos de la instalación 215.....	27

3.2 Determinación del rango de las emisiones de SO ₂ producidas por la instalación 215.....	28
3.3 Análisis el proceso actual y el proceso WSA de producción de ácido sulfúrico	30
3.4 Evaluación de la factibilidad técnica de adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.....	31
3.5 Determinación de la factibilidad económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.....	33

CAPÍTULO IV

4.1 Diagnóstico de las condiciones de operación de los principales equipos de la instalación 215.....	35
4.1.1 Diagnóstico del SR-01A.....	35
4.1.2 Diagnóstico del HB-1.....	35
4.1.3 Diagnóstico del A-1.....	37
4.1.4 Diagnóstico de la C-1.....	39
4.1.5 Diagnóstico de la C-2.....	39
4.1.6 Diagnóstico del circuito de vapor.....	42
4.2 Determinación del rango de las emisiones de SO ₂ producidas por la instalación 215.....	43
4.2.1 Selección del software estadístico más adecuado.....	43
4.2.2 Selección del periodo de emisiones a tratar estadísticamente.....	45
4.3 Análisis el proceso actual y el proceso WSA de producción de ácido sulfúrico	48
4.4 Evaluación de la factibilidad técnica de adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.....	53
4.4.1 Selección del software de simulación de procesos más adecuado.....	53
4.4.2 Validación de los modelos termodinámicos.....	60
4.4.3 Simulación de la instalación 215 con la adaptación de la tecnología WSA.....	68
4.4.4 Determinación de la reducción de las emisiones de SO ₂ con la adaptación de la tecnología WSA.....	78

4.5 Determinación de la factibilidad económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.....	79
Conclusiones.....	84
Recomendaciones.....	85
Bibliografía.....	86
 APÉNDICES	
Apéndice A: Figuras resultado del tratamiento estadístico para el diagnóstico de los equipos de la instalación 215.....	90
Apéndice B: Cálculos típicos de la evaluación económica.....	112
Apéndice C: Balances de materia y energía resultado de la simulación.....	123
Apéndice D: Histogramas de frecuencia de las emisiones mensuales de SO ₂ en la instalación 215.....	130

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Características de las principales tecnologías de producción de ácido sulfúrico.....	16
Tabla 2.2 Aspectos importantes para el diseño de la carcasa de un horno.....	17
Tabla 3.1 Matriz de selección del software estadístico a utilizar.....	29
Tabla 3.2 Matriz de selección del software de simulación a utilizar.....	32
Tabla 4.1 Condiciones de operación del SR-01A.....	36
Tabla 4.2 Condiciones de operación del HB-1.....	37
Tabla 4.3 Condiciones de operación del convertidor A-1.....	38
Tabla 4.4 Condiciones de operación de la torre de absorción C-1.....	40
Tabla 4.5 Condiciones de operación de la torre de secado C-2.....	41
Tabla 4.6 Condiciones de operación del circuito de vapor.....	42
Tabla 4.7. Resultado de la matriz de selección del software estadístico a utilizar.	45
Tabla 4.8. Límites de emisiones por fuentes fijas en la fabricación de ácido sulfúrico según Decreto N° 638.....	47
Tabla 4.9. Equipos principales requeridos para la adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215.....	58

Tabla 4.10. Resultado de la matriz de selección del software de simulación de procesos a utilizar.....	60
Tabla 4.11 Resultados de la validación del HB – 1.....	61
Tabla 4.12 Resultados de la validación del H-2.....	62
Tabla 4.13 Resultados de la validación del H-3.....	63
Tabla 4.14 Resultados de la validación del lecho 1 del A-1.....	64
Tabla 4.15 Resultados de la validación del lecho 2 del A-1.....	65
Tabla 4.16 Resultados de la validación del F-5.....	66
Tabla 4.17. Hoja de especificaciones del VV-2.....	73
Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del A-1.....	74
Tabla 4.19. Hoja de especificaciones de la H-4.....	76
Tabla 4.20. Hoja de especificaciones del H-5.....	77
Tabla 4.21 Comparación de las emisiones de SO ₂ de la instalación 215 y la adaptación de la tecnología WSA.....	78
Tabla 4.22. Capital fijo necesario para adaptación de tecnología WSA.....	80
Tabla 4.23 Flujos monetarios del proyecto de inversión de adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215.....	82

Tabla 4.24. Indicadores de rentabilidad del proyecto de inversión..... 82

Tabla B.1. Tarifa de impuesto sobre la renta..... 120

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Proceso de ácido sulfúrico por simple contacto (Instalación 215).	5
Figura 2.1 Conductividad del ácido sulfúrico en función de su concentración a diferentes temperaturas.....	15
Figura 2.2. Diagrama de flujo genérico de la tecnología WSA.....	20
Figura 2.3 Configuración de flujo del condensador WSA.....	22
Figura 2.4 Detalles del condensador WSA.....	23
Figura 4.1. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente al periodo desde abril de 2006 hasta febrero de 2008.....	46
Figura 4.2. Comportamiento del promedio mensual de emisiones de SO ₂ para el periodo desde abril de 2006 hasta febrero de 2008.....	49
Figura 4.3. Diagrama de flujo de la instalación 215.....	50
Figura 4.4. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin el circuito de secado de aire.....	51
Figura 4.5. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización.....	54
Figura 4.6. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización, filtro.....	55
Figura 4.7. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado	

de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización, filtro; añadido H-4, convertidor catalítico modificado.....	56
Figura 4.8. Diagrama de flujo de la instalación 215 con la adaptación de la tecnología WSA.....	57
Figura 4.9. Diagrama de flujo para validación del HB-1.....	62
Figura 4.10. Diagrama de flujo para validación del H-2.....	62
Figura 4.11. Diagrama de flujo para validación del H-3.....	63
Figura 4.12. Diagrama de flujo para validación del Lecho 1 del A-1.....	65
Figura 4.13. Diagrama de flujo para validación del Lecho 2 del A-1.....	66
Figura 4.14. Diagrama de flujo para la validación del F-5.....	67
Figura 4.15 Error de incompatibilidad del paquete NRTL con fluidos del circuito de ácido.....	67
Figura 4.16. Diagrama de flujo correspondiente a la simulación del circuito de gas de la instalación 215 con tecnología WSA.....	70
Figura 4.17. Diagrama de flujo correspondiente a la simulación del circuito de ácido de la instalación 215 con tecnología WSA.....	71
Figura 4.18. Horizonte de planeación para el estudio económico de la adaptación de la tecnología WSA	79

Figura A.1. Histograma de frecuencia correspondiente al nivel del SR-01A.	91
Figura A.2. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de vapor al SR-01A.....	91
Figura A.3. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión de vapor al SR-01A.....	92
Figura A.4. Histograma de frecuencia correspondiente a la bomba de azufre del HB-1.....	92
Figura A.5. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del HB-1.....	93
Figura A.6. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del aire alimentado al HB-1.....	93
Figura A.7. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del gas de salida del HB-1.....	94
Figura A.8. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del vapor sobrecalentado generado en H-2.....	94
Figura A.9. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 1 del A-1.....	95
Figura A.10. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 1 del A-1.....	95

Figura A.11. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 2 del A-1.....	96
Figura A.12. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 2 del A-1.....	96
Figura A.13. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 3 del A-1.....	97
Figura A.14. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 3 del A-1.....	97
Figura A.15. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 4 del A-1.....	98
Figura A.16. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 4 del A-1.....	98
Figura A.17. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada al FI-1.....	99
Figura A.18. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-4.....	99
Figura A.19. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-4.....	100
Figura A.20. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-4.....	100

Figura A.21. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del gas a la C-1.....	101
Figura A.22. Histograma de frecuencia correspondiente flujo de ácido en la entrada a la C-1.....	101
Figura A.23. Histograma de frecuencia correspondiente flujo de ácido de producción.....	102
Figura A.24. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-5.....	102
Figura A.25. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-5.....	103
Figura A.26. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-5.....	103
Figura A.27. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-3.....	104
Figura A.28. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-3.....	104
Figura A.29. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-3.....	105
Figura A.30. Histograma de frecuencia correspondiente al flujo de ácido en C-2.....	105

Figura A.31. Histograma de frecuencia correspondiente a la concentración del ácido en C-2.....	106
Figura A.32. Histograma de frecuencia correspondiente al % de apertura de la válvula de agua del SR-3.....	106
Figura A.33. Histograma de frecuencia correspondiente a las revoluciones del VV-1.....	107
Figura A.34. Histograma de frecuencia correspondiente a la intensidad de corriente en la PC-8.....	107
Figura A.35. Histograma de frecuencia correspondiente a la intensidad de corriente en la PC-9.....	108
Figura A.36. Histograma de frecuencia correspondiente a la caída de presión en los FI-02.....	108
Figura A.37. Histograma de frecuencia correspondiente al nivel del SR-3...	109
Figura A.38. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del gas de salida del F-2.....	109
Figura A.39. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión de vapor de la caldera.....	110
Figura A.40. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión del agua de entrada a la caldera.....	110
Figura A.41. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión del	

agua desmineralizada.....	111
Figura D.1. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a abril de 2006.....	131
Figura D.2. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a mayo de 2006.....	131
Figura D.3. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a junio de 2006.....	132
Figura D.4. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a julio de 2006.....	132
Figura D.5. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a agosto de 2006.....	133
Figura D.6. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a septiembre de 2006.....	133
Figura D.7. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a octubre de 2006.....	134
Figura D.8. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a noviembre de 2006.....	134
Figura D.9. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a diciembre de 2006.....	135
Figura D.10. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215	

correspondiente a enero de 2007.....	135
Figura D.11. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a febrero de 2007.....	136
Figura D.12. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a marzo de 2007.....	136
Figura D.13. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a abril de 2007.....	137
Figura D.14. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a mayo de 2007.....	137
Figura D.15. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a junio de 2007.....	138
Figura D.16. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a julio de 2007.....	138
Figura D.17. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a agosto de 2007.....	139
Figura D.18. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a septiembre de 2007.....	139
Figura D.19. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a octubre de 2007.....	140
Figura D.20. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215	

correspondiente a noviembre de 2007.....	140
Figura D.21. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a diciembre de 2007.....	141
Figura D.22. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a enero de 2008.....	141
Figura D.23. Histograma de emisiones de SO ₂ de la instalación 215 correspondiente a febrero de 2008.....	142

INTRODUCCIÓN

El objetivo principal con el que se realizó este trabajo fue disminuir las emisiones de SO_2 producidas por la instalación 215 del Complejo Petroquímico PEQUIVEN – Morón, mediante la evaluación de la factibilidad técnica – económica de la adaptación de la tecnología WSA. Para el logro de este propósito se plantearon una serie de objetivos específicos, entre los cuales se pueden destacar: diagnosticar las condiciones de operación de los principales equipos de la instalación 215, determinar el rango de las emisiones de SO_2 producidas, proponer las modificaciones necesarias para la adaptación de la tecnología WSA, evaluar la factibilidad técnica de la adaptación y finalmente evaluar su factibilidad económica.

De la metodología utilizada se puede concretar que primero se revisaron todos los manuales y diagramas de procesos, junto con visitas guiadas a la planta para tener conocimiento acerca del funcionamiento del proceso, ubicación de los equipos y detalles de la producción del ácido sulfúrico; seguidamente se obtuvieron las emisiones de SO_2 para un periodo suficientemente amplio y se trató la data obtenida utilizando el software estadístico Minitab que permitió establecer el rango de las emisiones de SO_2 . Seguidamente, a través de la eliminación de los equipos innecesarios en el diagrama de flujo de la instalación 215, se logró proponer las modificaciones necesarias para la adaptación de la tecnología WSA. La factibilidad técnica fue determinada utilizando el software de simulación de procesos Aspen HYSYS®, utilizando la disminución de las emisiones de SO_2 como criterio principal. Posteriormente se determinó la factibilidad económica de la adaptación tecnológica, para lo cual se calcularon los flujos monetarios del proyecto de inversión para un horizonte de planeación de cinco años, finalizando con el cálculo de los principales indicadores de rentabilidad de proyectos de inversión.

El presente trabajo se encuentra estructurado en cuatro capítulos principales. En el primer capítulo se presenta el planteamiento del problema, en el cual se definen los objetivos que se desean cumplir así como la justificación de la investigación. En el segundo capítulo se presenta el marco teórico y antecedentes de la investigación, en

donde se describe la información teórica de mayor aplicabilidad para el desarrollo del trabajo. En el tercer capítulo se describe la metodología utilizada para el desarrollo de los objetivos y en el cuarto capítulo se presentan los resultados obtenidos en cada uno de los objetivos y su análisis. Finalmente se exponen las conclusiones a las que se llegó después de culminada la investigación y las recomendaciones pertinentes.

El desarrollo de este trabajo se justifica principalmente por el deseo de reducir las emisiones de SO_2 en la instalación 215 y operar la planta a capacidad de diseño que es la meta trazada por la gerencia técnica del Complejo Petroquímico PEQUIVEN - Morón.

CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En este apartado se presenta un resumen del problema, especificándose el propósito de su estudio, la situación actual y la deseada, así como el objetivo general y los específicos de la investigación. Asimismo se presentan las razones que justifican la investigación, sus limitaciones y alcance.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

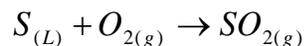
Pequiven, Petroquímica de Venezuela, S.A. es la corporación del Estado venezolano encargada de producir y comercializar productos petroquímicos fundamentales para la industria química, de polímeros, agrícola, entre otros, con prioridad hacia el mercado nacional y con capacidad de exportación. La empresa propicia la creación de empresas mixtas y de producción social (EPS), estimula el desarrollo agrícola e industrial de las cadenas productivas y promueve el equilibrio social con alta sensibilidad comunitaria y ecológica. Pequiven ofrece a los mercados nacional e internacional más de 40 productos petroquímicos. Su visión internacional del negocio y la vinculación con importantes socios en la conformación de las empresas mixtas en la que participa le ha permitido consolidar una importante presencia en los mercados de la región, así como de otras partes del mundo.

Pequiven fue creada en 1977 asumiendo las operaciones del Instituto Venezolano de Petroquímica (IVP), fundado en 1955. Desde su fundación, Pequiven ha vivido sucesivas etapas de reestructuración, consolidación y expansión, en las que ha ampliado su campo de operaciones, desarrollando un importante mercado interno y externo para sus productos. La empresa ha orientado su crecimiento en tres líneas específicas de negocios: fertilizantes, productos químicos industriales y olefinas y resinas plásticas.

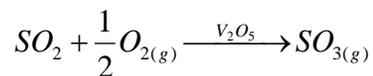
Entre otros productos, Pequiven se encarga de producir ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico es un compuesto químico muy corrosivo cuya fórmula es H_2SO_4 . Es el compuesto químico que más se produce en el mundo, por eso se utiliza como uno de los tantos medidores de la capacidad industrial de los países. Una gran parte se emplea

en la obtención de fertilizantes. También se usa para la síntesis de otros ácidos y sulfatos y en la industria petroquímica. El ácido sulfúrico se encuentra disponible comercialmente en un gran número de concentraciones y grados de pureza. Existen dos procesos principales para la producción de ácido sulfúrico, el método de cámaras de plomo y el proceso de contacto.

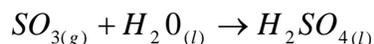
Específicamente en el Complejo Petroquímico Morón (CPM), existen dos procesos de producción de ácido sulfúrico: por simple contacto y por doble contacto – doble absorción; el primero de ellos correspondiente a la instalación 215 (ver figura 1.1) se basa en el empleo de azufre líquido al 99,5% p/p, con 100ppm de cenizas, que se oxida con aire (previamente secado con H₂SO₄ al 98%) de acuerdo a la reacción exotérmica (Sander, 1984):



Luego de ello una mezcla de gases secos que contiene del 9 al 10% de SO₂ y de un 11 a 14% de O₂ con una temperatura superior a los 400°C, una vez depurada al máximo, entra a un convertidor catalítico de 4 lechos que opera entre 400 y 600°C usando vanadio con promotores de cesio o potasio como catalizador, donde el SO₂ se oxida con aire seco según la reacción exotérmica (Sander, 1984):



Lográndose una conversión de 97,3% de SO₂. Posteriormente, y luego de un proceso de filtrado, usando como solvente ácido sulfúrico y SO₃ como gas de proceso, se logra la producción de H₂SO₄ al 99,5% según la reacción (Sander, 1984):



Este proceso de absorción se lleva a cabo a una temperatura de 80°C y una presión de 40 cm de H₂O. Los gases no absorbidos se descargan a la atmósfera a través de una chimenea. El ácido producido se mezcla en un tanque de homogeneización con el ácido proveniente de la torre de secado de aire y se almacena.

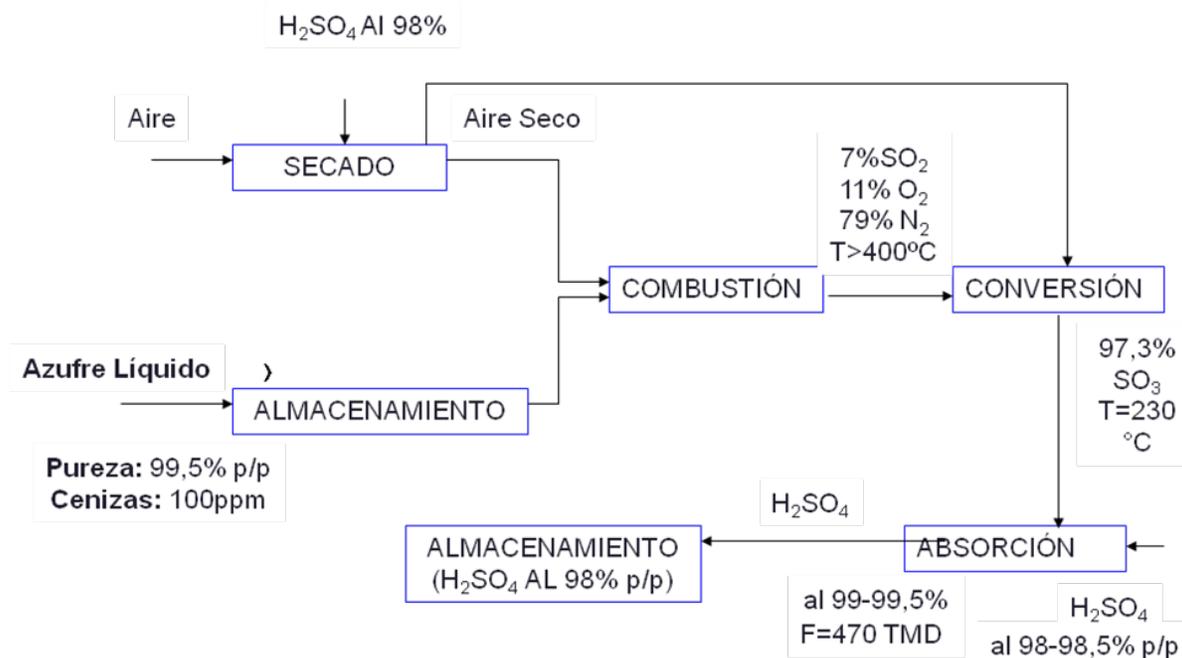


Fig. 1.1 Proceso de ácido sulfúrico por simple contacto (Instalación 215)

Fuente: Manual Ingeniería de procesos, instalación 215.

Una de las deficiencias de esta tecnología es la gran cantidad de emisiones nocivas. La mayoría de las emisiones de las plantas de contacto se deben al gas de cola de la torre de absorción. El gas contiene principalmente nitrógeno y oxígeno, pero también SO₂ sin reaccionar. Otras emisiones menores de SO₂ y SO₃ se escapan de los tanques de almacenamientos, concentradores de ácido y equipos de proceso. De acuerdo a los datos de diseño, las emisiones de la instalación 215 son entre 3500 y 4500ppm de SO₂, lo cual estaría muy por encima de las regulaciones ambientales

actuales. En caso de no evaluarse la factibilidad de implementar esta nueva tecnología, las emisiones traerían como consecuencia: aumento del riesgo ambiental del CPM, detrimento de la calidad de vida de las comunidades adyacentes, desmejora de la imagen de la empresa, entre otros.

Tomando en cuenta esta situación y considerando que la demanda de ácido sulfúrico a nivel nacional e internacional crece de manera sostenida, lo cual incrementa el valor de este producto, se plantea como estrategia la sustitución de la tecnología actual de simple contacto por la tecnología WSA (Wet gas sulphuric acid) con la finalidad de seguir produciendo ácido sulfúrico de alta calidad de manera amigable con el medio ambiente y económicamente viable.

1.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Actualmente la instalación 215 produce alrededor de 400 TMD (toneladas métricas por día) de ácido sulfúrico que implican la emisión de SO_2 sin reaccionar, que pudiera encontrarse fuera del límite establecido en las normas ambientales vigentes. En base a ello se pretende evaluar la posibilidad de implementar una tecnología de producción más amigable con el medio ambiente manteniendo un balance positivo desde el punto de vista económico, y una alta calidad del producto final.

1.2.1 Situación actual

La producción de ácido sulfúrico en la planta 215 utilizando la tecnología de simple contacto implica la emisión de gas considerablemente tóxico y contaminante como el SO_2 . Esta situación conlleva a que se produzcan emisiones que pudieran estar por encima de las regulaciones y normativas vigentes.

Por otro lado, la tecnología WSA para producción de ácido sulfúrico puede ser una opción viable para disminuir de manera significativa el total de emisiones producidas por la tecnología actual.

En caso de no evaluarse la factibilidad de implementar esta nueva tecnología, las emisiones traerían como consecuencia:

- Aumento del riesgo ambiental del Complejo Petroquímico Morón y sus adyacencias.
- Detrimiento de las relaciones con las comunidades adyacentes y con los clientes.
- Desmejora en la imagen y competitividad de la empresa.
- Disminución de las condiciones laborales, y riesgos a la salud de los empleados que laboran en el Complejo Petroquímico Morón.

1.2.2 Situación deseada

El Complejo Petroquímico Morón requiere disponer de un estudio que determine la factibilidad técnico – económica de acoplar la tecnología WSA a la planta 215 de simple contacto de modo de disminuir al máximo las emisiones de gases tóxicos y contaminantes y así brindar un ambiente de trabajo más seguro y adecuado para sus trabajadores y las comunidades adyacentes.

En cuanto al alcance se planteará el diseño más adecuado para la producción de ácido sulfúrico que acople la nueva tecnología, y se determinarán las condiciones de operación de la planta de modo de mantener la producción y calidad del producto.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo general

Evaluar la factibilidad técnico-económica de la adaptación de la tecnología WSA de producción de ácido sulfúrico en la planta 215 del Complejo Petroquímico Morón, de Pequiven, con la finalidad de reducir su impacto ambiental.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Diagnosticar las condiciones de operación de los principales equipos de la instalación 215, con la finalidad de compararlas con las condiciones de diseño.

2. Determinar el rango de las emisiones de SO_2 producidas por la instalación 215 a fin de determinar si cumplen con las regulaciones ambientales vigentes.
3. Analizar el proceso actual y el proceso WSA de producción de ácido sulfúrico con el fin de proponer las modificaciones necesarias y requeridas para la adaptación de la tecnología WSA.
4. Evaluar la factibilidad técnica de adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215 utilizando como herramienta un simulador de procesos.
5. Evaluar la factibilidad económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215 usando los indicadores de rentabilidad del proyecto.

1.4 JUSTIFICACIÓN

Esta investigación tiene gran relevancia a nivel social y ambiental, ya que se estaría disminuyendo la cantidad de emisiones de SO_2 , SO_3 y *spray* de ácido, logrando con ello una importante disminución del impacto ambiental. Asimismo mejorarían considerablemente las condiciones de trabajo y medio ambiente de los trabajadores del Complejo Petroquímico Morón y al mismo tiempo se reducirían los riesgos de contraer enfermedades ocupacionales como consecuencia de las emisiones.

En cuanto a la conveniencia, este proyecto aportará una solución a la gran cantidad de emisiones tóxicas producidas, permitiéndole a Pequiven cumplir con las regulaciones ambientales vigentes. También es importante resaltar que durante la elaboración del presente trabajo de investigación se llevarán a cabo prácticas que permitirán reforzar conocimientos y habilidades adquiridas a lo largo de la carrera universitaria, específicamente en las áreas de fenómenos de transporte, diseño de procesos, procesos químicos, higiene y seguridad industrial, además de ofrecer una experiencia en el ámbito laboral e industrial.

Entre las implicaciones prácticas está el hecho de dar una solución importante que busca disminuir la cantidad de emisiones tóxicas producidas por el proceso de producción actual, así como su posible utilización en otras plantas que utilicen esta tecnología.

Desde el punto de vista teórico es de gran relevancia para la Universidad de Carabobo, ya que permitirá ampliar conocimientos referentes a la adecuación de tecnologías para la producción de ácido sulfúrico más amigables con el medio ambiente, área de gran relevancia, debido a que este ácido es el compuesto químico más producido a nivel mundial y la reducción de su impacto ambiental es un logro notable.

1.5 LIMITACIONES

En la investigación se encontraron varias condiciones y restricciones que entorpecieron el logro de los objetivos propuestos, como el tiempo establecido para su culminación debido a que el proceso de simulación de los principales equipos de la instalación 215 tomó un tiempo bastante considerable, asimismo, en varias oportunidades no se contaba con suficiente data experimental para la validación de los modelos termodinámicos. Por otro lado se presentaron dificultades al momento de acceder a algunos datos técnicos de la tecnología WSA.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

En esta sección se presenta un resumen de los antecedentes a la investigación en curso, en los que se presentan fines semejantes a los de la actual investigación. Se señalan sus objetivos generales, objetivos específicos que guarden relación con la investigación en desarrollo y las conclusiones procedentes de dichos objetivos. Asimismo se indicarán las semejanzas y diferencias con la investigación. También se presenta la revisión teórica de los conceptos básicos que permiten el logro de los objetivos planteados, facilitan el entendimiento del proceso en estudio, materias primas utilizadas, insumos, así como los cálculos económicos de la investigación.

2.1 ANTECEDENTES

2.1.1 Baleno, Brian. Boles, Greg. Looney, Bill. Tetlow, Jacob. (2008, Enero). **Eliminadores de neblina: la adecuada selección de materiales puede reducir costos de mantenimiento y aumentar la vida útil de los mismos**, *Chemical Engineering*, **30- 37**.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general evaluar opciones al momento de seleccionar los materiales de construcción de eliminadores de neblina en lavadores húmedos y el mantenimiento asociado a los mismos. La principal función de los lavadores húmedos es eliminar el SO₂ de las corrientes de gaseosas en plantas de generación de energía y en plantas de fundición de metales. Entre los objetivos específicos se encuentra el cálculo de los costos de mantenimiento asociados a lavadores húmedos de diferentes materiales: polisulfona, polipropileno, FRP, acero inoxidable, entre otros. Como conclusión de este objetivo específico se tiene que la polisulfona es la opción más viable, pues, si bien es un poco más costosa que el polipropileno o el FRP ofrece mejor desempeño desde el punto de vista operativo, tiempo de vida mucho más largo, menores costos de mantenimiento y suficiente fuerza estructural e integridad mecánica bajo condiciones de operación normales.

La semejanza de esta investigación con la que se desarrolló es que ambas evalúan diferentes opciones tecnológicas para reducir las emisiones de SO₂ en un

proceso de producción industrial. La diferencia principal es que la actual investigación pretende adecuar tecnológicamente un proceso existente, mientras que la otra se enfoca en optimizar la selección de materiales de los eliminadores de neblina y los costos asociados a los mismos.

2.1.2 Aramendi, Yuleyza (2006). **Mejora del sistema de manejo y tratamiento de efluentes del área de fosfatados del Complejo Petroquímico Morón.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general mejorar el sistema de manejo y tratamiento de efluentes del área de fosfatados del Complejo Petroquímico Morón, a fin de adecuarlo a la normativa ambiental vigente. Entre los resultados más relevantes obtenidos en el desarrollo de esta investigación se tiene, que se puede reutilizar el efluente de cada una de las plantas del área de fosfatados. De no ser así y la disposición de estos efluentes se realiza hacia el mar, es necesario reducir la concentración de los parámetros analizados que se encuentran por encima de los valores permitidos por el Ministerio del Ambiente y de los Recursos Naturales en el decreto N°883.

La similitud con el trabajo que se desarrolló radica en que ambos pretenden mejorar parte de un proceso con la finalidad de reducir su impacto ambiental. La diferencia con esta nueva investigación es que se adaptará una nueva tecnología al proceso existente para el logro de esta meta.

2.1.3 Palacios, J. y Torrealba, K. (2005). **Determinación de la factibilidad técnico – económica de la obtención de ácido fosfórico vía MCP y evaluación de su uso en la fabricación del tripolifosfato de sodio (TPF) y urea fosfato (Urfos), en la empresa TRIPOLIVEN, C.A.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general determinar la factibilidad técnico – económica del proceso de obtención de ácido fosfórico vía MCP y la evaluación de su uso como materia prima en la elaboración del tripolifosfato de sodio

(TPF) y urea fosfato (Urfos), en la empresa TRIPOLIVEN, C.A. En base a los resultados obtenidos se puede concluir que es factible tanto técnica como económicamente el desarrollo del proceso y que la inversión inicial se recuperaría en 1 año y 11 meses de producción continua.

La similitud de este antecedente con la investigación que se llevó a cabo es la determinación de la factibilidad económica de la implementación de una nueva tecnología en una planta que se encuentra operativa. La diferencia básica es que en este trabajo se pretende evaluar la factibilidad técnica de la adaptación de la nueva tecnología WSA utilizando como herramienta un simulador.

2.1.4 Arias, María Josefina (2001). **Simulación de un convertidor catalítico de la planta de ácido sulfúrico de Servifertil**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo tiene como objetivo general desarrollar un programa para simular el convertidor catalítico de SO_2 de la planta de ácido sulfúrico de contacto simple, utilizando como plataforma de programación al programa Microsoft Excel, con el fin de tener una herramienta predictiva que permita evaluar el efecto de las variables del proceso sobre la conversión del reactor. Entre los resultados más relevantes de esta investigación se tiene que el programa de simulación desarrollado proporciona una alta predictividad de las variables de operación de la planta en el rango de 187 a 250 TMD de azufre.

La semejanza de esta investigación con la que se desarrolló es que ambas buscan simular la conversión catalítica de SO_2 en una planta de ácido sulfúrico. La diferencia es que en una se pretende simular una instalación de contacto simple y en la otra, una planta de producción de ácido sulfúrico con tecnología WSA.

2.1.5 Borgelt, B. V. (2000). **Evaluación de opciones para el control de emisiones de dióxido de azufre en el Monte Isa**. Consultant Metallurgical Engineer.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general evaluar opciones para el control de emisiones de SO_2 en las minas del Monte Isa con el fin de disminuirlas hasta el rango permitido por la ley. Entre sus objetivos específicos se encuentra estimar la cantidad de emisiones de SO_2 producidas por cada equipo de los fundidores de cobre y plomo. Entre los resultados más relevantes relacionados con este objetivo se tiene que en el fundidor de cobre las emisiones de SO_2 son de 616000 toneladas métricas por año y en el fundidor de plomo alcanzan las 156000 toneladas métricas por año.

La semejanza de esta investigación con la que se encuentra en desarrollo es que ambas buscan cuantificar las emisiones de SO_2 producidas por un proceso de producción, la diferencia es que una lo hace en minas de cobre y plomo y en la presente investigación se realizará en una planta de producción de ácido sulfúrico.

2.2 BASES TEÓRICAS

2.2.1 Características principales de la materia prima y el producto

El azufre es un líquido de color amarillo. Es un elemento muy abundante en la corteza terrestre, se encuentra en grandes cantidades combinado en forma de sulfuros (pirita, galena) y de sulfatos (aljez). En forma nativa se encuentra en las cercanías de aguas termales, zonas volcánicas y en minas de cinabrio, galena, esfalerita y estibina, y se extrae mediante el proceso Frasch, consistente en inyectar vapor de agua sobrecalentado para fundir el azufre que posteriormente es bombeado al exterior utilizando aire comprimido. También está presente, en pequeñas cantidades, en combustibles fósiles (carbón y petróleo) cuya combustión produce dióxido de azufre que combinado con agua produce la lluvia ácida; para evitarlo las legislaciones de los países industrializados exigen la reducción del contenido de azufre de los combustibles, constituyendo este azufre, posteriormente refinado, un porcentaje importante del total producido en el mundo. El átomo de azufre, con sus 16 electrones en la configuración $[\text{Ne}]3s^23p^4$, es el elemento de la naturaleza que tiene el mayor número de alótropos estables, el más estable de ellos es la molécula cíclica S_8 . Uno de los parámetros más

importantes de esta materia prima es su temperatura, ya que debe estar entre 135 y 145 °C para tener una viscosidad óptima, pues por encima o por debajo de este rango la viscosidad aumenta muy bruscamente. Asimismo es importante asegurar un contenido muy bajo de cenizas y sólidos suspendidos, pues éstos causan acumulaciones en tuberías y equipos, aumentando las caídas de presión en los mismos. Se estila colocar filtros de azufre previo a las alimentaciones de los hornos para eliminación de cenizas y sólidos suspendidos (Sander, 1984).

Por otro lado el ácido sulfúrico, también denominado aceite de vitrol, sulfato de hidrógeno, ácido de batería, licor de azufre o ácido fertilizante, tiene como fórmula química H_2SO_4 y a temperatura ambiente es un líquido incoloro, denso y de gran viscosidad cuando está puro. Es miscible en agua en cualquier proporción y al diluirse, genera grandes cantidades de calor debido a la alta exotermicidad de la dilución. Es un compuesto químico térmicamente estable. En su forma concentrada tiene un gran efecto deshidratante debido a la formación de hidratos. Es un ácido fuerte, es decir, en disoluciones acuosas se disocia fácilmente en iones hidrógeno (H^+) e iones sulfato (SO_4^{-2}). Muestra todas las características de los ácidos: conduce la electricidad, neutraliza los álcalis y corroe los metales activos desprendiéndose hidrógeno gaseoso. Cuando se calienta se comporta como un agente oxidante capaz de disolver metales como el cobre, el mercurio y el plomo, produciéndose sulfato del metal, dióxido de azufre y agua. Es el compuesto químico que más se produce en el mundo, por eso se utiliza como uno de los tantos medidores de la capacidad industrial de los países (Conroy, 1984).

Dentro de los principales usos del ácido sulfúrico se encuentran: la producción de fertilizantes, los detergentes, la producción de papel, la producción de numerosos sulfatos (cobre, sodio, amonio, hierro, entre otros), refinación del petróleo, generación térmica de energía, metalurgia, entre otros (Sander, 1984).

A medida que aumenta la concentración del ácido en una solución acuosa la conductividad de la solución disminuye, en consecuencia, su poder corrosivo disminuye

también (véase figura 2.1). Este es un parámetro muy importante a tener en cuenta al momento del diseño del proceso y la selección de los equipos.

2.2.2 Principales tecnologías de producción de ácido sulfúrico

Existen tres tecnologías resaltantes en la producción de ácido sulfúrico (Christensen, 2008):

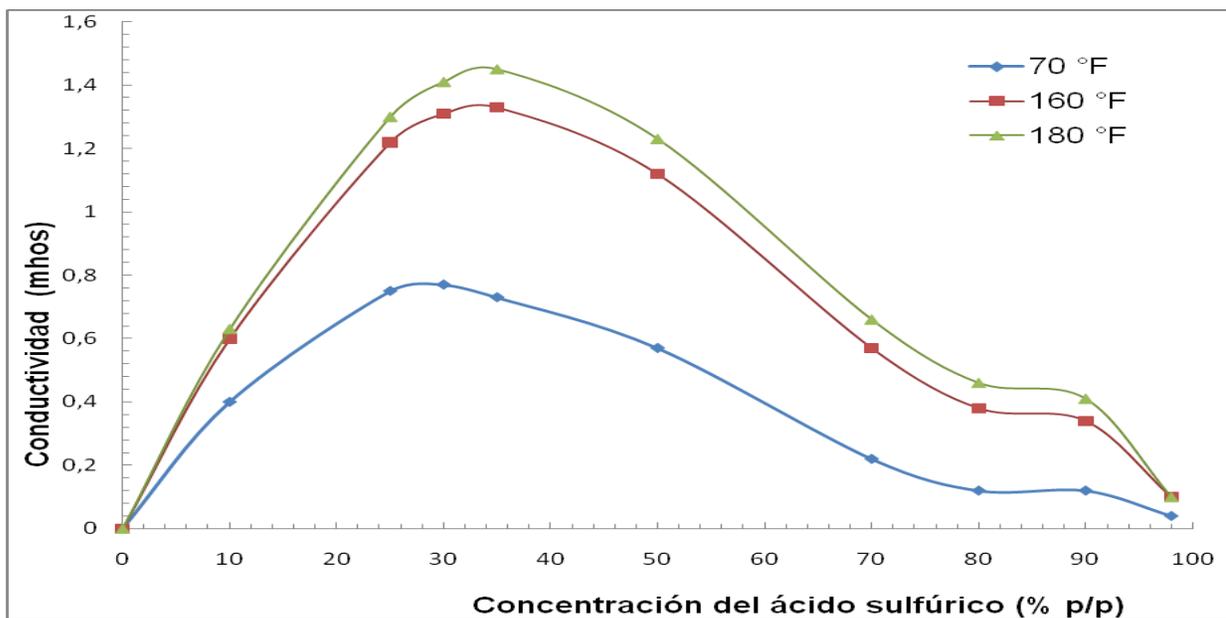


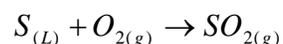
Figura 2.1 Conductividad del ácido sulfúrico en función de su concentración a diferentes temperaturas (Conroy, 1984).

- Proceso de simple contacto/simple absorción.
- Proceso de doble contacto/doble absorción.
- Proceso WSA.

La tabla 2.1 muestra las diferencias entre las tecnologías mencionadas.

2.2.3 Horno de combustión

Un horno de combustión de azufre es generalmente un recipiente cilíndrico horizontal, cuya función principal es permitir la combustión completa del azufre alimentado de acuerdo a la reacción:



La concentración óptima que debe tener el gas de salida del horno en esta tecnología es de 6 a 7% de SO_2 . En un horno con la tecnología de contacto normalmente se usa más del 60% del calor de reacción para precalentar los reactivos, evaporar y descomponer el azufre, mientras que en el horno usando tecnología WSA parte de ese calor es aprovechado para la generación de vapor de alta presión, puesto que el aire de combustión viene mucho más caliente que en la tecnología de contacto.

Tabla 2.1. Características de las principales tecnologías de producción de ácido sulfúrico.

Proceso de simple contacto/simple absorción	Proceso de doble contacto/doble absorción	Proceso WSA
Fue implementado a partir de 1831.	Fue implementado a partir de 1963.	Fue implementado a partir de 2005.
Sus equipos principales son: Horno, torre de secado, convertidor catalítico, torre de absorción final y torre de óleum.	Sus equipos principales son: Horno, torre de secado, convertidor catalítico, torre de absorción intermedia, torre de absorción final y torre de óleum.	Sus equipos principales son: Horno, convertidor catalítico, Condensador WSA.
Utiliza catalizadores de V_2O_5 de la serie VK	Utiliza catalizadores de V_2O_5 de la serie VK	Utiliza catalizadores de V_2O_5 de la serie WSA
Se alcanzan conversiones a SO_3 de hasta 97,5%	Se alcanzan conversiones a SO_3 de hasta 99,8%	Se alcanzan conversiones a SO_3 de hasta 99,8%
Todavía existen empresas que utilizan esta tecnología	La gran mayoría de las empresas a nivel mundial utilizan esta tecnología	Para marzo de 2008 existían mas de 70 plantas a nivel mundial

Fuente: (Christensen, 2008).

Los criterios para la selección del material del horno son principalmente: temperatura máxima de operación de la carcasa, presión de operación, disponibilidad y

costo del material. Normalmente la carcasa del horno es de acero al carbón. El grado de especificación del acero depende de la temperatura de la carcasa. En la carcasa existen dos lados: uno caliente y uno frío. En la tabla 2.2 se observa el tipo de material sugerido y la temperatura de cada carcasa.

Tabla 2.2 Aspectos importantes para el diseño de la carcasa de un horno.

Aspecto	Característica de la carcasa fría del horno	Característica de la carcasa caliente del horno
Material	Acero al carbono ASTM A-515 Gr 70	Acero al carbono ASTM A-515 Gr 70, A-516 Gr 70 ó A-285 Gr C. La selección dependerá de la temperatura máxima, presión de operación y costo del material
Temperatura de la carcasa	Dependerá de la temperatura de operación del horno, el espesor de la capa y de las condiciones ambientales. Normalmente debe ser de 100 a 150 °C, por lo cual se usan ladrillos de aislamiento por razones de seguridad	Debe mantenerse entre 200 y 250 °C con una delgada capa de revestimiento de aislante

Fuente: (Conroy, 1984)

2.2.4 Convertidor catalítico

A nivel industrial la conversión de SO_2 se realiza en convertidores de varios lechos de catálisis heterogénea, utilizando como catalizador V_2O_5 que puede encontrarse en diversas formas y tamaños. La catálisis heterogénea existe cuando el catalizador se encuentra en una fase distinta que la base del medio de reacción. El catalizador contiene normalmente como componentes vanadio, oxígeno, azufre y sales metálicas, utilizando como soporte o relleno tierra de diatomeas o sílice. Se ha

encontrado empíricamente que los componentes como sodio, cesio y potasio actúan como promotores de los catalizadores de pentóxido de vanadio. Los catalizadores que comercialmente se utilizan contienen entre 6 y 8% de vanadio (basado en V_2O_5), promovido por sulfatos de metales alcalinos. Se ha comprobado que estos componentes activos están parcial o completamente fundidos a la temperatura de operación y que la oxidación de SO_2 se lleva a cabo en una película líquida que se forma con estos compuestos fundidos, mientras el relleno se mantiene en estado sólido a las condiciones típicas de operación (Caballero, 2002).

Las formas y tamaños que adoptan los catalizadores son múltiples y van desde cilindros, anillos lisos, hasta “margaritas”. Estas formas buscan disminuir la caída de presión en los lechos, la cual es un parámetro importante en la operación de las plantas de ácido sulfúrico; además permiten aumentar el área superficial de los catalizadores con lo cual se hacen más activos para las condiciones típicas de operación de los convertidores. Uno de los parámetros más importantes a tener en cuenta en el diseño de convertidores es la temperatura de auto-ignición del catalizador: es la temperatura mínima a la cual el catalizador promueve la oxidación de SO_2 , ésta varía dependiendo del tipo de promotor usado (Caballero, 2002).

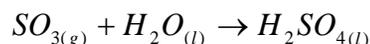
El convertidor catalítico es un recipiente cilíndrico vertical que generalmente es de lámina metálica de acero, aislado con revestimiento térmico y provisto de bocas de visita para extracción e instalación del catalizador (Pequiven, 1990). Está conformado por varios estratos o pasos (generalmente 3 ó 4) independientes entre sí, separados por láminas de fundición gris. En cada paso está distribuido el catalizador de V_2O_5 protegido por capas de cuarzo. En la zona donde está ubicado el catalizador, el convertidor está revestido de ladrillos aislantes de modo de proteger la estructura y minimizar las pérdidas de calor al ambiente. Entre pasos hay enfriamientos para favorecer la reacción altamente exotérmica (Conroy, 1984).

2.2.5 Torre de secado

La función principal de la torre de secado es absorber el agua contenida en el aire por medio del contacto a contracorriente con ácido sulfúrico al 98,5%. Generalmente se utilizan torres de relleno de modo de aumentar el área superficial de contacto entre ambas fases. Es un requerimiento del proceso de contacto que el aire alimentado al horno sea seco, de modo de prevenir el envenenamiento de los catalizadores de V_2O_5 en el convertidor (Pequiven, 1990).

2.2.6 Torre de absorción

En la torre de absorción, el SO_3 producido en el convertidor catalítico es absorbido mediante contacto a contracorriente con ácido sulfúrico a 98,5%. La reacción que se lleva a cabo es similar a la siguiente (Sander, 1984):



El ácido sulfúrico formado es muy estable. Sólo a temperaturas altas se descompone en trióxido de azufre y vapor de agua. Es de suma importancia una buena difusión en la resistencia del gas en interfaz con el ácido ya que éste proporciona la eficiencia máxima de absorción. La velocidad de gas que se recomienda es flujo laminar para asegurar una buena distribución de líquido y suficiente tiempo de contacto. La eficiencia de la absorción no depende únicamente de la distribución del ácido y del gas, sino también de la concentración y temperatura óptima para la absorción, de acuerdo a Conroy (1984) la temperatura óptima de absorción está entre 60 y 80°C, garantizando un 99,9% de eficiencia.

2.2.7 Características principales de la tecnología WSA

La tecnología WSA convierte SO_2 de corrientes gaseosas en ácido sulfúrico de grado comercial (98 % p/p). Su diferencia principal con las tecnologías de contacto simple y doble contacto es que puede tratar el gas de proceso en base húmeda

(Christensen, 2008) (no hay necesidad de implementar una torre de secado del aire a ser usado en el horno de combustión), tal como se muestra en la figura 2.2.

Así pues, el aire ambiental es usado como fluido de enfriamiento en el condensador WSA y posteriormente es alimentado al horno de combustión que debe encontrarse por encima de 600°C, donde se ponen en contacto azufre líquido y el aire caliente de acuerdo a la reacción exotérmica (Sander, 1984):

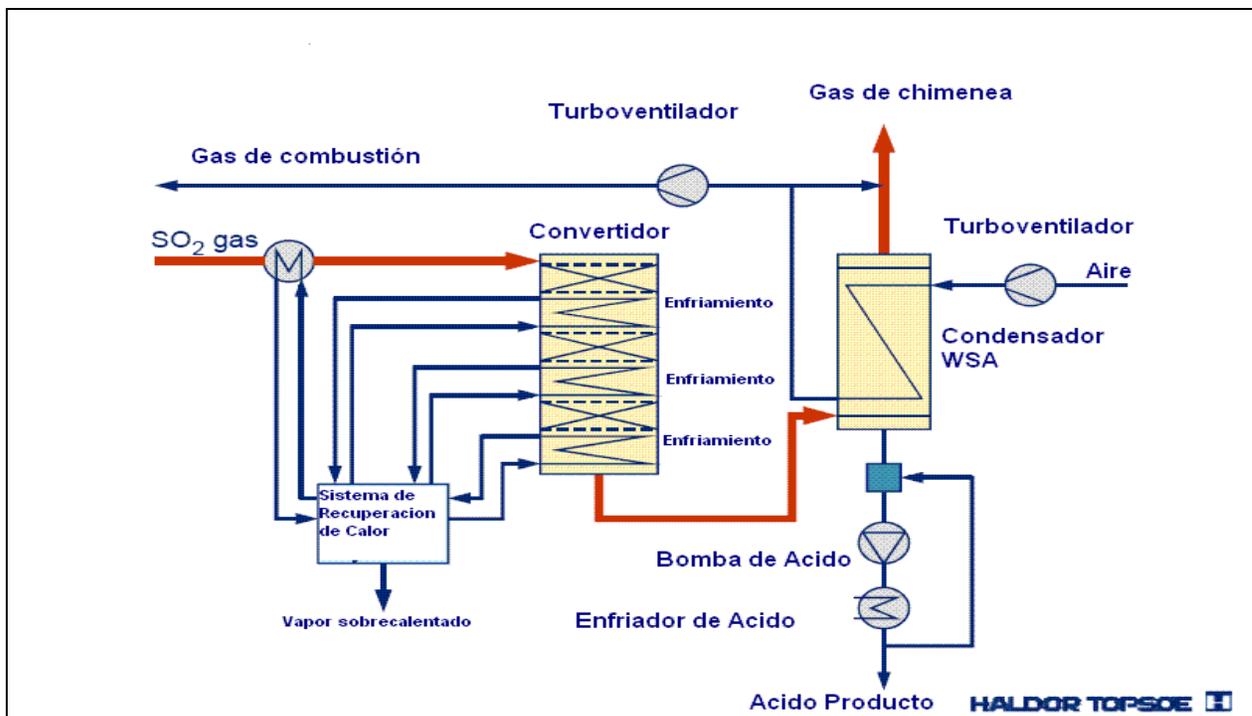
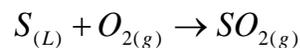
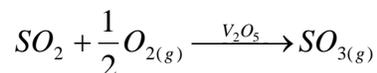


Figura 2.2. Diagrama de flujo genérico de la tecnología WSA.

Fuente: Christensen, 2008.

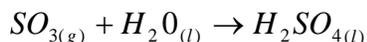
Debido a la alta exotermicidad de la reacción, esta corriente que sale del horno debe ser enfriada hasta 400 °C para entrar al convertidor catalítico, en el cual, utilizando

catalizadores de pentóxido de vanadio con promotores metálicos resistentes a la humedad, se oxida el dióxido de azufre, de acuerdo a la reacción (Sander, 1984):



El convertidor típico de la tecnología WSA consta de 3 lechos catalíticos con intercambios de calor entre cada lecho para favorecer formación de trióxido de azufre. El primer lecho posee la siguiente configuración de catalizadores: VK-WSA de 25mm, VK-WSA de 12mm y VK-WH de 12mm, lo que permite mayor protección contra el polvo. El segundo lecho está conformado exclusivamente con catalizador VK-WSA de 12mm mientras el tercero por catalizador VK-WSX 9mm. Todos los catalizadores son tipo “margarita”, sus composiciones son confidenciales y pertenecen a la compañía licenciante de la tecnología. Los intercambiadores intermedios preparan la corriente gaseosa para entrar a la siguiente etapa a 400°C, aprovechando la energía de esta corriente para generar vapor de alta presión (Christensen, 2008).

A la salida del convertidor se encuentra un sistema de enfriamiento que permite llevar la corriente hasta alrededor de los 280°C, temperatura a la cual puede ocurrir la formación del ácido sulfúrico de acuerdo a la reacción (Sander, 1984):



Es importante resaltar que esta reacción ocurre únicamente por debajo de esta temperatura debido a que a temperaturas mayores el ácido tiende a descomponerse en trióxido de azufre y agua. El calor generado por esta reacción exotérmica es aprovechado para producir más vapor de alta presión para exportación.

Posteriormente, la corriente de ácido sulfúrico en fase gaseosa entra al condensador WSA, donde usando el aire ambiental se enfría hasta una temperatura a la cual todo el ácido sulfúrico al 98% condensa. El condensador WSA es un equipo de intercambio de calor de orientación vertical, en el cual la corriente caliente (alimentada

por el fondo) va por los tubos y se alimenta a contracorriente el aire de enfriamiento (que ingresa por la parte superior del equipo), tal como puede observarse en las figuras 2.3 y 2.4.

En esta etapa, la fracción incondensable conformada por oxígeno, nitrógeno y una pequeña cantidad de SO_2 no convertido, conforman el gas de chimenea, mientras el ácido condensa en la superficie interna de los tubos y es recolectado en las bóvedas de ácido en el fondo del equipo. Este equipo es comúnmente grande, como se puede observar en la figura 2.4

A continuación el ácido es bombeado hacia un enfriador que permite ajustar su temperatura de manera que pueda ser almacenado como ácido de producción.

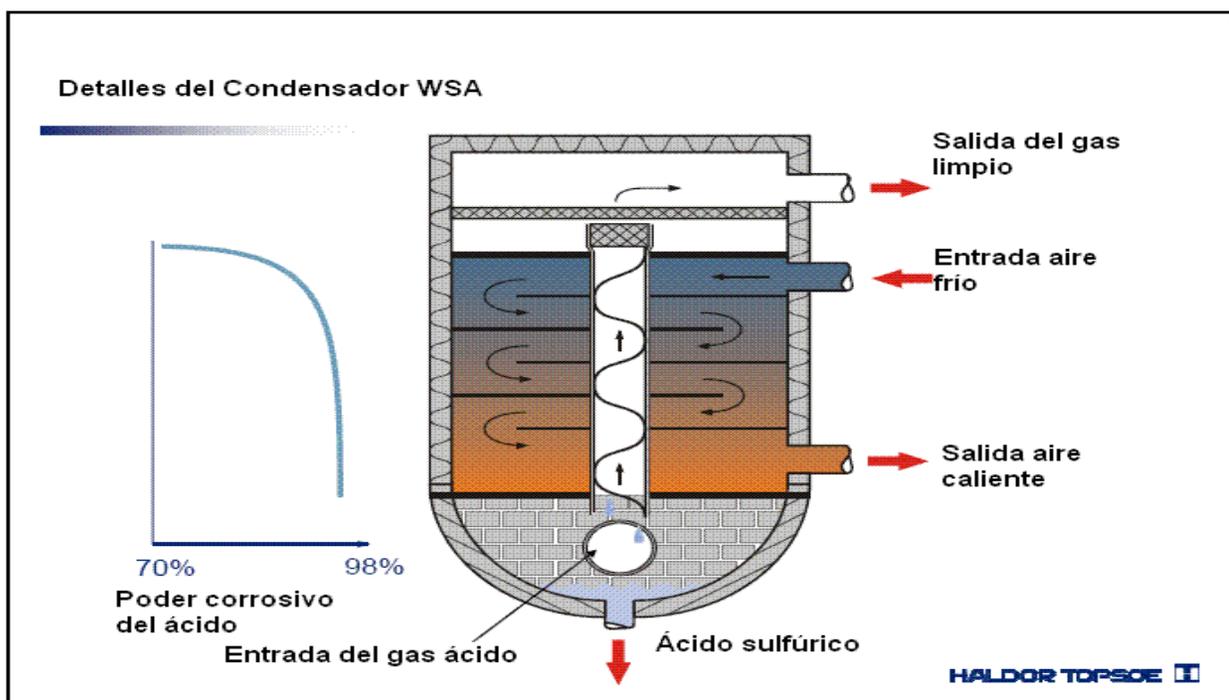


Figura 2.3 Configuración de flujo del condensador WSA.

Fuente: Christensen, 2008.

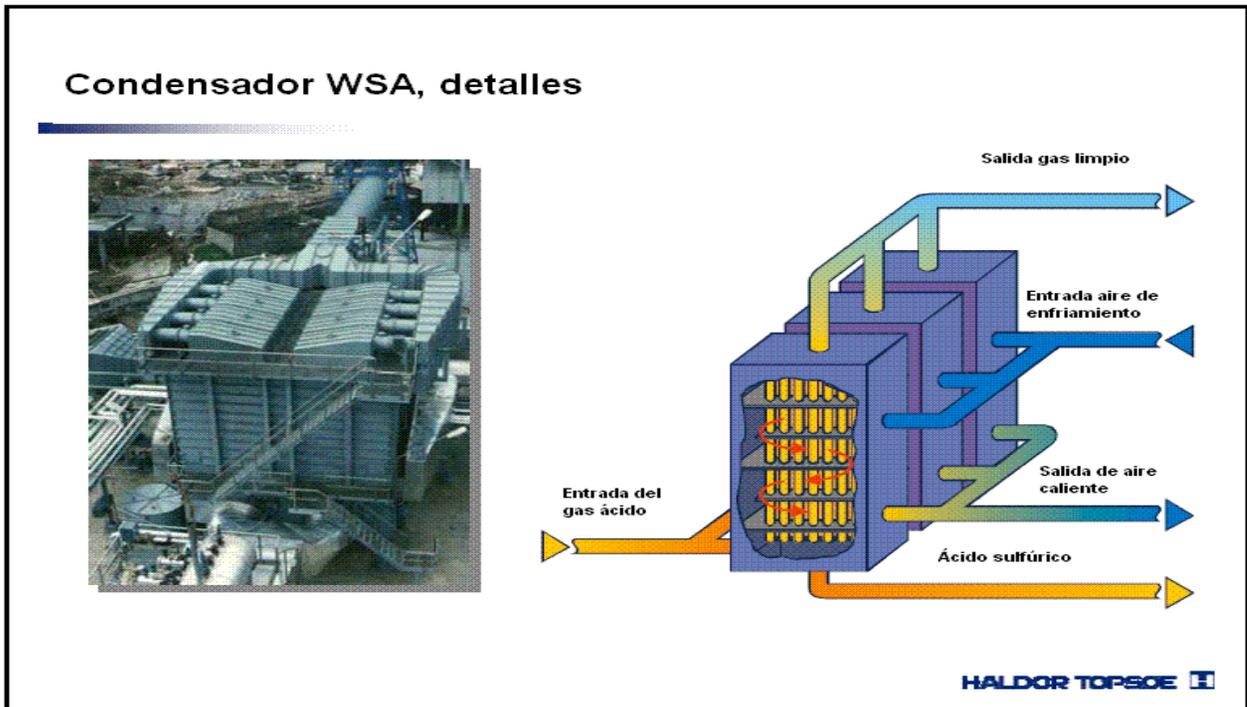


Figura 2.4 Detalles del condensador WSA.

Fuente: Christensen, 2008.

2.2.8 Conceptos estadísticos

La estadística es una ciencia con base matemática referente a la recolección, análisis e interpretación de datos, que busca explicar condiciones regulares en fenómenos de tipo aleatorio. Los conceptos a continuación tienen una gran importancia para el logro de los objetivos propuestos:

- **Media aritmética:** La media aritmética o promedio, de una cantidad finita de números, es igual a la suma de todos ellos dividida entre el número de sumandos. Dados los n números a_1, a_2, \dots, a_n , la media aritmética se define simplemente como:

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n f_i}{n} = \frac{f_1 + \dots + f_n}{n}$$

- **Desviación estándar:** La desviación estándar o desviación típica, es una medida de dispersión para variables de razón y de intervalo, de gran utilidad en la estadística descriptiva. Es una medida (cuadrática) que informa de la media de distancias que tienen los datos respecto de su media aritmética, expresada en las mismas unidades que la variable.
- **Histograma:** un histograma es una representación gráfica de una variable en forma de barras, donde la superficie de cada barra es proporcional a la frecuencia de los valores representados. En el eje vertical se representan las frecuencias, y en el eje horizontal los valores de las variables, normalmente señalando las marcas de clase, es decir, la mitad del intervalo en el que están agrupados los datos.

2.2.9 Aspectos financieros

Los aspectos financieros que a continuación se presentan tienen una gran importancia para el estudio económico de un proyecto de inversión. Las ecuaciones correspondientes se encuentran en el apéndice B.

De acuerdo con Giugni y col. (2001), previo al inicio del estudio económico de cualquier proyecto de inversión es necesario fijar el horizonte de planeación. También llamado horizonte económico es el período de tiempo, expresado generalmente en años, para el cual se desea conocer la rentabilidad de las inversiones de capital.

Posteriormente se realiza un estimado de los flujos monetarios, poner en marcha un proyecto implica una serie de consecuencias que pueden ser expresadas en términos monetarios, las cuales ocurrirán a lo largo de todo el período de operación del proyecto. Algunas de estas consecuencias implican salidas de dinero y otras, entrada de dinero. A tal efecto se deben conocer una serie de parámetros que se desarrollan a continuación:

En primera instancia se requiere calcular la inversión inicial que es el desembolso necesario para la adquisición y adecuación de las facilidades de producción, requerido

para que el proyecto inicie sus operaciones normalmente y se compone del capital fijo y el capital de trabajo.

Capital fijo: es parte del capital productivo que, participando por entero y reiteradamente en la producción de la mercancía, transfiere su valor por partes al nuevo producto, en el transcurso de varios períodos de producción, a medida que se va desgastando. Es la porción de la inversión inicial destinada a la compra de los activos fijos tangibles y a la compensación de los activos fijos intangibles.

- **Activos fijos tangibles:** es el activo que tiene existencia física, por ejemplo: bienes inmuebles edificios, terrenos, maquinaria, equipos, entre otros.
- **Activos fijos intangibles:** es el activo que no tiene existencia física, cuyo valor radica en los derechos conferidos como resultado de la titularidad y propiedad de los mismos. Son de naturaleza inmaterial (licencias, patentes, derechos de traspaso) y están sujetos a amortización y su vida económica excede a 1 año.

Capital de trabajo: es la cantidad de dinero necesaria para cubrir los requerimientos mínimos de activos circulantes, es decir, los fondos de capital indispensables para que el proyecto inicie sus operaciones y lo siga haciendo normalmente hasta tanto se produzcan los primeros ingresos.

Una vez estimada la inversión inicial, se calculan los ingresos brutos, que representan el beneficio obtenido a partir de la producción de ácido sulfúrico, considerando que el ácido producido es colocado a la venta para las plantas de fertilizantes. A continuación se estiman los costos operacionales que incluyen todos los desembolsos que se requieren para que el proyecto, una vez puesto en marcha, continúe operando normalmente. Entre los costos operacionales más relevantes se encuentran: materia prima, mano de obra, mantenimiento, laboratorios, seguro, costos administrativos, servicios básicos. Posteriormente se calcula el impuesto sobre la renta que es el costo imputable a los proyectos de inversión que se deriva de la obligación legal que tienen las personas naturales y jurídicas de retribuir al estado venezolano, un

porcentaje de las ganancias obtenidas en una determinada gestión económica. Para su determinación es necesario conocer el monto total del ingreso neto gravable y tasa impositiva fijada por ley (unidades tributarias).

Finalmente, los modelos de rentabilidad más populares que maneja la ingeniería económica son tres: valor actual, equivalente anual y tasa interna de retorno. Sin embargo, se recomienda calcular adicionalmente el periodo de recuperación. Estos indicadores se utilizan cuando el objetivo fundamental para realizar la inversión es la obtención de beneficio para el mismo inversionista (Giugni y col., 2001).

- **Valor presente neto:** llamado también valor actual, expresa la rentabilidad de un proyecto de inversión en forma de una cantidad de dinero en el presente, que es equivalente a los flujos monetarios netos del proyecto a una determinada tasa mínima de rendimiento. En otras palabras, el valor actual representa el beneficio o pérdida equivalente en el punto cero de la escala de tiempo.
- **Equivalente anual:** es un modelo de características muy similares al valor actual por cuanto expresa la rentabilidad de un proyecto en forma de una serie anual uniforme que es equivalente a los flujos monetarios netos del proyecto a una determinada tasa mínima de rendimiento.
- **Tasa interna de retorno:** la tasa interna de retorno de un proyecto expresa el beneficio neto actual que se obtiene en relación con la inversión pendiente por recuperar al comienzo de cada año. Esta relación, beneficio neto anual sobre inversión pendiente, se suele expresar en tanto por ciento y representa el interés anual que genera la inversión.
- **Período de recuperación:** es el periodo esperado de tiempo que se requiere para recuperar la inversión inicial. Para calcularlo se debe conocer el flujo acumulado efectivo hasta que se recupere el monto inicialmente invertido en el proyecto.

CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se establece la metodología a llevar a cabo para el logro de los objetivos planteados, a fin de categorizar el trabajo y delimitar de manera efectiva el alcance de la investigación. Asimismo se presentan de manera ordenada todos los pasos que van a permitir obtener, clasificar, comprender y organizar la información para dar soluciones factibles a los problemas planteados.

La investigación desde el punto de vista de la estrategia metodológica es de campo, ya que se basa en la recolección de datos del proceso para evaluar la factibilidad técnico – económica de la adaptación de la tecnología WSA en base a comparaciones con el proceso que se lleva a cabo en la instalación 215 en la actualidad.

De acuerdo con los objetivos planteados, el nivel de profundidad de la investigación es de tipo evaluativa, pues se pretende comparar los resultados obtenidos de la simulación del proceso WSA con los de la operación de la instalación 215, de modo de obtener una visión global del proceso de producción de ácido sulfúrico y, en base a ello, realizar estudios de factibilidad técnico – económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.

En resumen, la investigación es de campo según la estrategia metodológica y evaluativa de acuerdo a su nivel de profundidad. Para el desarrollo sistemático de la investigación, se plantearon las siguientes fases:

3.1 Diagnóstico de las condiciones de operación de los principales equipos de la instalación 215.

Se recopilaron los fundamentos teóricos que sustentan los principales fenómenos físicos y químicos que ocurren en la planta. Para ello se consultaron diferentes bibliografías, el manual de la instalación 215, así como diferentes documentos electrónicos. Se realizó el reconocimiento del diagrama de flujo de la instalación 215, así como los principales equipos que en ella operan. Usando el manual

de la planta y a través de visitas con los ingenieros de procesos se logró conocer el diagrama de flujo.

A través de revisiones al manual de la planta, observación directa del proceso y consultas a los ingenieros de procesos se identificaron las condiciones de operación de los principales equipos.

Posteriormente se obtuvieron los valores de las variables más relevantes de los principales equipos registrados en el archivo del control de datos de operación, correspondientes a 16 días de operación continuos, de modo de asegurar que la data se corresponda a un régimen de operación estacionario. Se digitalizaron tales valores, creando para ello una planilla electrónica similar a la suministrada por el archivo de control de datos de operación, utilizándose el programa comercial Microsoft Excel y se les realizó un tratamiento estadístico, a través del software Minitab se calculó el promedio aritmético, la desviación estándar de cada variable y sus intervalos de confianza del 95%.

Se compararon los resultados obtenidos con los valores normales de funcionamiento, suministrados por los ingenieros de procesos, a fin de determinar si los equipos en estudio están operando adecuadamente.

3.2 Determinación del rango de las emisiones de SO₂ producidas por la instalación 215.

En principio se realizaron búsquedas en internet, se consultaron distintas bibliografías y se identificaron los principales programas estadísticos disponibles en el mercado, sus precios, características principales y disponibilidad. Luego fue necesario seleccionar el software estadístico más adecuado, para ello se propuso el método de matriz de selección a fin de determinar cuál programa utilizar para el tratamiento de los datos. Los factores a considerar fueron: costo, disponibilidad, entrenamiento requerido y concordancia con el trabajo a realizar.

Se asignaron de manera cualitativa y de acuerdo a su importancia valores ponderados globales a cada uno de los criterios considerados, así como sus escalas respectivas:

- Costo: valor ponderado global 25%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a costos muy bajos.
- Entrenamiento requerido: valor ponderado global 30%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a ningún entrenamiento.
- Disponibilidad: valor ponderado global 20%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a disponible con extrema facilidad.
- Concordancia con el trabajo a realizar: valor ponderado global 25%, donde 10 corresponde a muy adecuado para el trabajo a realizar.

En base a estos parámetros se seleccionó el programa estadístico más adecuado utilizando la siguiente matriz de selección:

Tabla 3.1 Matriz de selección del software estadístico a utilizar.

Software	Costo	Entrenamiento requerido	Disponibilidad	Concordancia	Total
Software 1					
Software 2					
Software 3					
Software 4					
Software 5					

Una vez seleccionado el software estadístico, se obtuvieron distintos manuales y tutoriales en formato electrónico del programa seleccionado, en búsquedas por internet y se procedió a hacer el estudio del funcionamiento general del software, sus herramientas y limitaciones.

Se seleccionó el periodo de emisiones a tratar estadísticamente procurando que éste fuera el mayor período de operación continua posible a fin de proporcionar un espacio muestral representativo en régimen de operación estacionario. Entonces se les solicitaron a los ingenieros de procesos de la instalación 215, los datos de emisiones de SO₂ correspondientes al período seleccionado previamente. Se conoció a través de consultas con los analistas del laboratorio central del complejo petroquímico, que el método utilizado para la determinación de SO₂ en los gases de chimenea es el método de dióxido de azufre (SO₂) libre en chimeneas de producción ácido sulfúrico concentrado el cual se explica detalladamente en el anexo A.

Se introdujeron los datos al programa estadístico y se trataron de dos maneras: como promedios mensuales y como promedio global durante todo el período seleccionado. Se calculó el promedio aritmético, la desviación estándar asociada y sus intervalos de confianza del 95%. Finalmente se reportaron y discutieron los resultados obtenidos.

3.3 Análisis del proceso actual y el proceso WSA de producción de ácido sulfúrico.

En principio, se recopilaron los fundamentos teóricos que sustentan los fenómenos físicos y químicos de la tecnología WSA. Para ello se consultaron, en bibliotecas de la Universidad de Carabobo, IVIC y Pequiven, diferentes bibliografías, el manual de la instalación 215, así como diferentes documentos electrónicos suministrados por los ingenieros de procesos de las plantas de ácido sulfúrico de Pequiven.

A través de documentos electrónicos y consultas a los ingenieros de procesos de las plantas de sulfúrico, se conoce el diagrama de proceso básico de la tecnología WSA, sus equipos principales y condiciones de operación generales.

Luego se identificaron los equipos existentes en la instalación que están en condiciones de ser usados en la adaptación de la tecnología WSA, para lo cual se realizó un análisis comparativo entre los diagramas de flujo de ambos procesos, descartando (paso a paso) del diagrama correspondiente a la instalación 215, los equipos que no aparecen en el diagrama de la tecnología WSA.

Finalmente se realizó la propuesta de combinación de equipos para la adaptación tecnológica, en base a los diagramas resultantes del paso anterior.

3.4 Evaluación de la factibilidad técnica de adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.

Para comenzar, se realizaron búsquedas en internet, se consultaron distintas bibliografías y revistas especializadas y se identificaron los principales programas de simulación disponibles en el mercado, sus precios, características principales y disponibilidad.

Para la selección del software de simulación de procesos más adecuado, se propuso el método de matriz de selección. Los factores a considerar fueron: costo, disponibilidad, entrenamiento requerido, variedad de paquetes termodinámicos de fluidos y unidades de proceso disponibles. Entonces se asignaron de manera cualitativa y de acuerdo a su importancia, valores ponderados globales a cada uno de los criterios considerados, así como sus escalas respectivas:

- Costo: valor ponderado global 20%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a costos muy bajos.
- Entrenamiento requerido: valor ponderado global 20%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a ningún entrenamiento.
- Disponibilidad: valor ponderado global 15%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a disponible con extrema facilidad.
- Variedad de paquetes termodinámicos de fluidos: valor ponderado global 30%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a una amplia variedad de paquetes termodinámicos.
- Unidades de proceso disponibles: valor ponderado global 15%, donde 10 corresponde a gran cantidad y variedad de unidades de proceso disponibles.

En base a estos parámetros se seleccionó el software de simulación de procesos más adecuado, utilizando la siguiente matriz de selección:

Tabla 3.2 Matriz de selección del software de simulación a utilizar.

Software	Costo	Entrenamiento requerido	Disponibilidad	Variedad de paquetes	Unidades disponibles	total
Software1						
Software 2						
Software 3						
Software 4						

Posteriormente se obtuvieron distintos manuales y tutoriales en formato electrónico del programa seleccionado, en búsquedas por internet y se procedió a hacer el estudio del funcionamiento general del software, sus herramientas, modos de convergencia, paquetes termodinámicos, ecuaciones involucradas y limitaciones.

Se evaluó la validez de los modelos termodinámicos simulando los equipos ya existentes que permanecerían luego de la adaptación tecnológica, utilizando para ello los datos de operación reportados en el objetivo 1 y datos de diseño respectivamente. Se utilizaron los modelos termodinámicos sugeridos por ingenieros de procesos con amplia experiencia en modelado y simulación de procesos, tales sugerencias coincidieron con los modelos recomendados por las bibliografías y revistas especializadas consultadas. Se seleccionaron los modelos termodinámicos que presentaron menor desviación porcentual con respecto a los valores de referencia.

Luego se simuló la instalación 215 con la adaptación tecnológica WSA utilizando los paquetes termodinámicos seleccionados en la etapa anterior. Se verificaron las condiciones de diseño de los equipos principales y se propusieron las modificaciones de los equipos que las requieren utilizando los resultados de los balances de materia y energía arrojados por el simulador.

Se calculó el porcentaje de reducción de las emisiones de SO₂ utilizando los resultados arrojados por la simulación, con respecto al valor calculado en el objetivo 3.

3.5 Determinación de la factibilidad económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215.

Para iniciar esta etapa de la investigación se realizó la recopilación del material referencial. Se recolectó material bibliográfico relacionado con la evaluación de proyectos de inversión, revistas especializadas en el área y se contó con la asesoría de los ingenieros de las áreas de procesos y producción de las plantas 215 y 218. Se consideró que el ácido sulfúrico para consumo interno tiene un precio de \$ 100/TM. Asimismo se tomó el valor del vapor de exportación de media presión en \$ 8,766/TM.

Inicialmente se cuantificó la inversión inicial requerida para la adquisición y adecuación de los nuevos equipos al proceso. Para ello se determinó el capital fijo, se seleccionó cada uno de los activos fijos tangibles entre los cuales están: intercambiadores de calor, condensador WSA, convertidor catalítico, entre otros. Además se identificaron los activos fijos intangibles: licencia, asistencia técnica, entre otros. Se determinó el capital de trabajo, para lo cual se realizaron entrevistas con representantes de diferentes gerencias de la empresa tales como: producción mantenimiento, ingeniería de planta, procesos y finanzas.

Se utilizaron los modelos financieros para realizar el estudio de la rentabilidad del proyecto de inversión, para lo cual se estimaron los ingresos y egresos de la planta. Para estimar los egresos, fue necesario conocer todos los desembolsos que involucra la operación de la planta:

- Datos de operación y mercado para la nueva planta: información que fue suministrada por el personal de producción y planificación.
- Costos de materia prima y servicios: al tener establecidas las alícuotas de producción y los precios de materia prima y servicios se calculan los costos relacionados, multiplicando el precio unitario por la cantidad estimada a utilizar.
- Costo de mano de obra: de acuerdo al número de operadores requerido de acuerdo al licenciante, se calculan los costos de mano de obra con la asesoría de la Gerencia de Recursos Humanos.

- Costos de repuestos, mantenimiento, laboratorio y seguro: se estimaron estos costos de acuerdo a sugerencias de los ingenieros de procesos.
- Depreciación de los equipos: se utilizó el modelo lineal para la estimación de la depreciación.

Para el cálculo de los ingresos, se calcularon:

- Ingresos por concepto de venta: se calcularon de acuerdo a las alícuotas de producción y costo fijado para el ácido sulfúrico.
- Ingresos por concepto del vapor de exportación: se calcularon de manera análoga a como se calcularon los ingresos por concepto de venta de ácido sulfúrico.

Una vez estimados los parámetros anteriores se determinó el impuesto sobre la renta que implicó el cálculo del ingreso neto gravable tal como se muestra en el apéndice B. En base a lo anterior se calcularon los flujos netos monetarios anuales de acuerdo a las ecuaciones correspondientes.

Se determinó el valor actual (VA) utilizándose la tasa pasiva promedio ponderada vigente para febrero de 2009. También se calculó el equivalente anual (EA), para lo cual se utilizó el factor de recuperación de capital correspondiente a la tasa de interés vigente y al horizonte del proyecto fijado previamente. Asimismo se determinaron la tasa interna de retorno (TIR) y el período de recuperación que se calculó como la diferencia entre la inversión inicial y los flujos monetarios netos de cada año. En base a los indicadores de rentabilidad calculados, se evaluó la factibilidad económica de la adaptación de la tecnología WSA a la instalación 215

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En esta sección se presentan los resultados y sus discusiones a fin de dar cumplimiento a cada uno de los objetivos específicos propuestos.

4.1 DIAGNÓSTICO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE LA INSTALACIÓN 215.

4.1.1 Diagnóstico del tanque de azufre (SR-01A)

Al observar las condiciones de operación del SR-01A en la tabla 4.1, es de hacer notar que la presión y la temperatura del vapor que se usa para mantener la condición líquida del azufre que sirve como materia prima del proceso, se encuentran por encima de su rango normal, esto trae como consecuencia un incremento de la temperatura del mismo que no es deseada. Cuando el azufre supera la temperatura de 140°C su viscosidad empieza a aumentar de manera muy acelerada lo que resulta perjudicial para el proceso, pues se requiere mayor cantidad de energía para accionar la bomba que alimenta azufre al HB-1. Sin embargo, esto no es consecuencia de las características ni de la operación del SR-01A, sino del sistema de calefacción del azufre. El nivel del tanque se encuentra dentro de las condiciones normales, como consecuencia de un equilibrio entre la cantidad de azufre consumido y la cantidad suministrada al mismo, esta no es un variable fundamental, sin embargo, como puede observarse en la figura A.1 del apéndice A, el nivel del tanque no disminuye significativamente, lo que evita la formación de precipitaciones en las paredes internas del mismo. En cuanto a la energía suministrada a la bomba de azufre, esta se encuentra por debajo del rango normal debido a que la cantidad de azufre suministrada al HB-1 es menor a las condiciones de diseño, por lo que este parámetro está dentro del rango normal. En líneas generales el SR-01A funciona adecuadamente.

4.1.2 Diagnóstico del horno de combustión (HB-1)

El aspecto más relevante del HB-1 es su temperatura. Como se puede observar en la tabla 4.2, la misma se encuentra por debajo del rango establecido, como

consecuencia de que en la actualidad es menor la relación de SO_2 en el gas de salida del horno: la corriente gaseosa que sale del horno contiene entre un 7 y 8% de SO_2 , mientras de acuerdo a condiciones de diseño es de cerca de 11%. Es importante recordar que la oxidación de azufre a SO_2 es una reacción altamente exotérmica y al aumentar el flujo de aire para lograr menores concentraciones de SO_2 en la corriente de salida, también se está disminuyendo la temperatura del horno debido a que gran parte del calor generado por la reacción es utilizado para calentar el aire, que entra al horno a una temperatura cercana a los 70°C .

Por otro lado, el gas de salida de la caldera se encuentra dentro de las condiciones normales, sin embargo, la temperatura del vapor sobrecalentado a la salida de la H-2 es menor a las condiciones de diseño debido a la menor concentración de SO_2 en la salida del horno y la menor temperatura de esta corriente como consecuencia de ello.

Tabla 4.1 Condiciones de operación del SR-01A

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Nivel SR - 01 A	cm	208 - 1048	758 – 768
Temperatura del vapor al tanque	$^\circ\text{C}$	125 -140	156– 157
Presión del vapor al tanque	kg/cm^2	3,00 – 4,00	4,45 – 4,48
Corriente a la bomba de azufre	Amp	30,0 – 40,0	16,8 – 17,0

Tabla 4.2 Condiciones de operación del HB-1

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Temperatura del HB - 1	°C	780 – 798	753– 769
Temperatura del aire	°C	50,0 – 55,0	70,7 – 71,1
Temp. salida gas de caldera	°C	355,0 – 390,0	355,8 – 356,2
Temp. vapor sobrecalentado	°C	270,0 – 285,0	174,6 – 175,3

4.1.3 Diagnóstico del convertidor (A-1)

Con respecto al convertidor, es importante recordar que la conversión de SO_2 a SO_3 es una reacción altamente exotérmica y los cambios de temperatura experimentados entre la entrada y la salida de cada etapa son una medida de la conversión que se logra en la misma. En principio, la temperatura de entrada al filtro es ligeramente superior a los límites normales de operación, esto es consecuencia de una obstrucción en la válvula de bypass del H-2 que se encuentra ligeramente abierta y aislada, aumentando la temperatura de la corriente de salida del mismo. La temperatura de entrada a la etapa 1 se encuentra dentro de los límites normales, mientras que la de salida se encuentra por debajo del rango normal, lo que evidencia que no se está logrando la conversión deseada en el primer lecho. La temperatura de entrada al segundo lecho se encuentra igualmente por encima del rango normal, sin embargo, la temperatura de salida en este lecho está por encima del rango lo que trae consigo una conversión mayor a la esperada, compensando la baja conversión del primer lecho. En el tercer lecho tanto la temperatura de entrada como la de salida se encuentran ligeramente por

encima del rango normal, sin embargo el cambio de temperatura es adecuado, lo que se traduce en una buena conversión en esta etapa; se cumple lo mismo para el cuarto lecho. Todo esto puede observarse en la tabla 4.3.

Tabla 4.3 Condiciones de operación del convertidor A-1

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Temp. entrada etapa 1	°C	458,0 – 464,0	461,3 – 462,4
Temp. salida etapa 1	°C	595,0 – 610,0	582,7 – 585,5
Temp. entrada etapa 2	°C	446,0 – 452,0	452,5 – 453,1
Temp. salida etapa 2	°C	480,0 – 485,0	509,6 – 510,4
Temp. entrada etapa 3	°C	431,0 – 437,0	438,0– 438,8
Temp. salida etapa 3	°C	445,0 – 450,0	451,0 – 451,8
Temp. entrada etapa 4	°C	418,0 – 424,0	420,1 – 422,2
Temp. salida etapa 4	°C	425,0 – 430,0	424,9 – 427,3
Temp. entrada al filtro FI - 1	°C	420,0 – 435,0	437,6 – 438,4

4.1.4 Diagnóstico de la torre de absorción (C-1)

Las temperaturas de entrada y salida del F-4, que se encarga de enfriar el ácido usado como agente absorbente en la C-1, se encuentran dentro de los valores normales, lo que trae como consecuencia de que la absorción de SO_3 sea efectiva. La temperatura del gas a la entrada se encuentra dentro del rango normal lo que favorece la absorción del SO_3 en el ácido sulfúrico proveniente de F-4. El flujo de ácido se encuentra dentro de los límites normales de operación. En cuanto al flujo de ácido de producción, se encuentra muy cercano al límite inferior, sin embargo, es suficiente para cumplir las cuotas de producción estimadas, lo cual evidencia el buen funcionamiento de la torre. Asimismo es importante resaltar que el F-5, que se encarga de enfriar el ácido de producción hasta condiciones comerciales, trabaja dentro de su rango de operación normal para la entrada y la salida del mismo. Todos estos resultados se encuentran en la tabla 4.4.

4.1.5 Diagnóstico de la torre de secado (C-2)

En lo que respecta a la torre de secado: el F-3, que se encarga de enfriar el ácido sulfúrico usado como agente absorbente en C-2 se encuentra operando dentro de condiciones normales, como puede evidenciarse en la tabla 4.5. Es imprescindible resaltar la importancia de un secado efectivo, pues en caso de haber humedad en la corriente que alimenta al HB-1 esta humedad llegaría al convertidor catalítico y dañaría el catalizador de V_2O_5 trayendo costos por conceptos de: parada, sustitución de catalizador y disminución en la producción, que no se desean.

El flujo de ácido en la C-2 se encuentra también dentro del rango normal, la concentración del mismo se encuentra prácticamente en el valor fijado como normal. Todos los demás parámetros relevantes de la torre de secado se encuentran dentro del rango de operación normal, con la excepción del turboventilador, cuya velocidad está ligeramente por encima de los límites de control, sin embargo, opera dentro de sus condiciones de diseño y satisface los requerimientos del sistema.

Tabla 4.4 Condiciones de operación de la torre de absorción C-1

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Temp. entrada ácido F - 4	°C	85,0 – 107,0	103,2 – 103,9
Temp. salida ácido F – 4	°C	70,0 – 85,0	91,4 – 91,7
pH agua de enfriamiento salida F – 4	pH	5,0 – 11,0	7,7 – 7,9
Temp. gas entrada C - 1	°C	230,0 – 245,0	241,4 – 242,4
Flujo de ácido C - 1	TM/h	1200 – 1224	1212 – 1214
Flujo de ácido producción.	TM/h	18,0 – 23,0	17,8 – 18,8
Temp. entrada ácido F - 5	°C	70,0 – 80,0	72,3 – 72,6
Temp. salida ácido F - 5	°C	35,0 – 45,0	41,3 – 41,8
pH agua de enfriamiento salida F - 5	pH	5,0 – 11,0	8,4 – 8,5

Tabla 4.5 Condiciones de operación de la torre de secado C-2

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Temp. entrada ácido F - 3	°C	85,0 – 107,0	103,8 – 104,9
Temp. salida ácido F - 3	°C	70,0 – 80,0	75,2 – 75,7
pH agua enfriamiento salida F - 3	pH	5,0 – 11,0	8,1 – 8,2
Flujo de ácido C - 2	TM/h	300,0 – 400,0	325,1 – 325,8
Concentración del ácido	% p/p	98,20	98,19 – 98,20
Válvula de agua de entrada SR - 3	%	15 – 25	18– 19
Revoluciones del turboventilador	rpm	2700 – 2718	2746 – 2750
Corriente a bomba de ácido PC - 8	Amp	65,0 – 75,0	47,2 – 47,3
Corriente a bomba de ácido PC - 9	Amp	65,0 – 75,0	53,8 – 53,9
Caída de presión de FI - 02	cm H ₂ O	200,0 – 280,0	208,1 – 209,1
Nivel del SR - 3	cm	100,0 – 120,0	79,7 – 80,2

4.1.6 Diagnóstico del circuito de vapor

La temperatura de salida del gas en el F-2, que se encarga de enfriar los gases provenientes del convertidor los cuales han sido enfriados previamente en el sobrecalentador, se encuentra dentro de su rango de operación normal, lo que evidencia que éste funciona adecuadamente. La presión de vapor de la caldera es ligeramente inferior a los límites de operación normal, esto se debe a que estos valores eran vigentes para concentraciones de SO₂ del 11%, manejadas antiguamente; como se ha explicado anteriormente la concentración a la salida del HB-1 en la actualidad es de alrededor de 7 y 8% de SO₂, lo que implica un menor aporte energético de este gas a la generación de vapor que se traduce en una menor presión del vapor generado. La presión de agua de entrada a la caldera es ligeramente inferior a su rango de control, sin embargo de acuerdo al diseño el equipo puede manejar perfectamente agua a estas condiciones, no afectando su desempeño. Todos estos resultados pueden ser observados en la tabla 4.6.

Tabla 4.6 Condiciones de operación del circuito de vapor.

Variable	Unidad de medida	Rango de operación normal	Rango de operación actual
Temp. gas salida economizador F - 2	°C	285,0 – 300,0	282,5 - 284,4
Presión de vapor caldera	kg/cm ²	16,5 – 17,5	15,7- 15,9
Presión agua entrada caldera	kg/cm ²	20,0 – 22,0	19,7 – 19,9
Presión de agua desmineralizada	kg/cm ²	3,5 – 5,0	4,0 – 4,4

4.2 DETERMINACIÓN DEL RANGO DE LAS EMISIONES DE SO₂ PRODUCIDAS POR LA INSTALACIÓN 215

4.2.1 Selección del software estadístico más adecuado.

Para la selección de software estadístico más adecuado se tomaron en cuenta los programas que se describen brevemente a continuación:

- **SPSS:** es un programa estadístico informático muy usado en las ciencias sociales y las empresas de investigación de mercado. Originalmente SPSS fue creado como el acrónimo de *Statistical Package for the Social Sciences*. En la actualidad, la sigla se usa tanto para designar el programa estadístico como la empresa que lo produce. Entre otras, posee las siguientes herramientas: Procedimiento de libro de códigos, editor de sintaxis, imputación múltiple de valores perdidos, pronósticos de regresión categórica mejorada, corrector ortográfico, panel de gráficos, herramienta de conversión iGRAPH, soporte para gráficos R a través de la programación, algoritmos adicionales de multihilado, soporte de visualización.
- **R-Project:** Se trata de un proyecto de software libre, resultado de la implementación GNU del premiado lenguaje S. R y S-Plus -versión comercial de S- son, probablemente, los dos lenguajes más utilizados en investigación por la comunidad estadística, siendo además muy populares en el campo de la investigación biomédica, la bioinformática y las matemáticas financieras. Algunas de las características más relevantes de R son que se trata de un lenguaje interpretado y que está orientado a objetos.
- **GNU Octave:** es un programa libre para realizar cálculos numéricos. Como indica su nombre es parte de proyecto GNU. MATLAB es considerado su equivalente comercial. Entre varias características que comparten se puede destacar que ambos ofrecen un intérprete permitiendo ejecutar órdenes en modo interactivo. Está escrito en C++ usando la librería STL, puede extenderse el lenguaje con funciones y

procedimientos por medios de módulos dinámicos. Además de correr en plataformas Unix también lo hace en Windows.

- **CalEst:** es un paquete de estadística que incluye también funciones de probabilidad así como tutoriales que fortalecen el aprendizaje de la estadística y la probabilidad. Fue desarrollado en CONTECK (México) por los científicos Jorge Domínguez y Axel Domínguez.
- **Minitab** es un programa de computadora diseñado para ejecutar funciones estadísticas básicas y avanzadas. Combina lo amigable del uso de Microsoft Excel con la capacidad de ejecución de análisis estadísticos. Posee una interfaz lógica que complementa la manera en la que la gente aprende y trabaja. Contiene completas capacidades de administración de datos, con poderosas ventanas de importación y exportación de archivos, manipulación de datos y presentación de datos como en una hoja de cálculo. Incluye extensa documentación, como por ejemplo StatGuide™ para interpretar su salida, y un amplio glosario ilustrado de más de 500 términos.

Al asignar de manera cualitativa y de acuerdo a su importancia valores ponderados globales a cada uno de los criterios considerados, como se explica con mayor detalle en el capítulo III, se obtienen los resultados mostrados en la tabla 4.8.

Es importante resaltar los siguientes aspectos:

- En cuanto al costo, su valor ponderado global fue 25%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a costos muy bajos. Se asignó la máxima puntuación a los programas que son de distribución gratuita o tienen versiones gratuitas de prueba (*trial versión*)
- De acuerdo a la disponibilidad, su valor ponderado global fue 20%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a disponible con extrema facilidad. se asignó la máxima puntuación a los programas de fácil descarga desde sitios de internet, que no requieren mucho tiempo ni mucho ancho de banda.

- Entrenamiento requerido: valor ponderado global 30%. Escala del 1 al 10, donde 10 corresponde a ningún entrenamiento.
- Concordancia con el trabajo a realizar: valor ponderado global 25%, donde 10 corresponde a muy adecuado para el trabajo a realizar.

Tabla 4.7. Resultado de la matriz de selección del software estadístico a utilizar.

Software	Costo	Entrenamiento requerido	Disponibilidad	Concordancia	total
Minitab	10	6	10	10	8,8
GNU Octave	10	3	10	7	7,15
CalEst	5	5	8	9	6,6
R-Project	10	3	8	7	6,75
SPSS	3	5	8	10	6,35

De acuerdo a la matriz de selección utilizada el software seleccionado es Minitab.

4.2.2 Selección del periodo de emisiones a tratar estadísticamente.

Se seleccionó el período de emisiones a tratar procurando que éste fuera el mayor período de operación continua posible a fin de proporcionar un espacio muestral representativo en régimen de operación estacionario. Se conoció a través de consultas con los analistas del laboratorio central del complejo petroquímico, que el método utilizado para la determinación de SO₂ en los gases de chimenea es el método de dióxido de azufre (SO₂) libre en chimeneas de producción ácido sulfúrico concentrado, el cual se explica detalladamente en el anexo A. Al acceder a los datos proporcionados por los ingenieros de procesos de la instalación 215, se pudo conocer que el mayor período de operación continua es el comprendido entre el 1-04-2006 y el 28-08-2008, lo que sin duda alguna es una muestra bastante representativa.

Se procedió a crear los archivos digitales para guardar las emisiones correspondientes al periodo seleccionado de modo que coincidieran con el formato requerido por Minitab, es decir, la variable a tratar distribuida en la misma columna. Para ello se utilizó el programa Microsoft Excel y posteriormente la base de datos fue

exportada al Minitab. Se calcularon las emisiones de manera mensual y global para el período seleccionado, su desviación estándar y el histograma correspondiente. Debido a la gran cantidad de figuras, consecuencia del amplio período seleccionado, los resultados de las emisiones mensuales se muestran en el apéndice D.

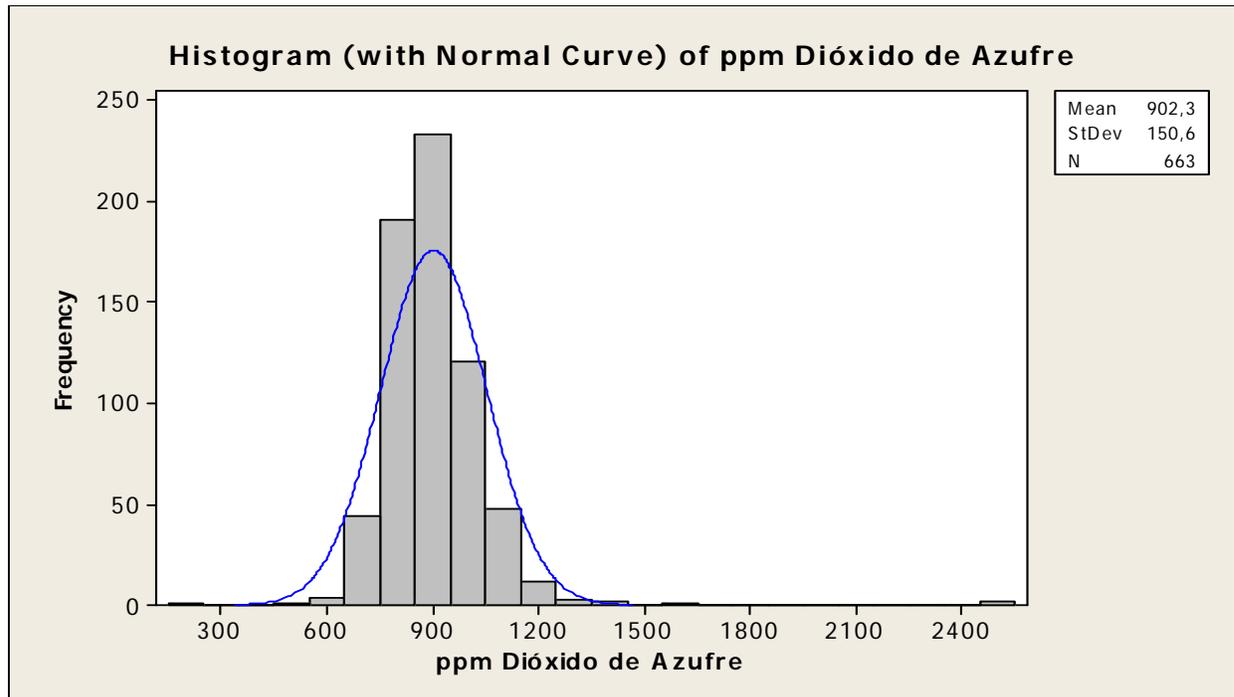


Figura 4.1. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente al periodo desde abril de 2006 hasta febrero de 2008.

El límite de emisiones de SO₂ permitidas para una planta de producción de ácido sulfúrico, acorde con la legislación vigente, se encuentra en el decreto N° 638 de fecha 26 de abril de 1995. En la sección II (fuente fija) artículo 10 se observan los límites de emisiones por fuentes fijas según la actividad industrial a realizar, entre ellos la fabricación de ácido sulfúrico, como se puede apreciar en la tabla 4.8.

Según el decreto, el límite de emisiones para el dióxido de azufre desde 1995 es de 2850 mg/m³ para plantas con el método de fabricación de contacto.

Tabla 4.8. Límites de emisiones por fuentes fijas en la fabricación de ácido sulfúrico según Decreto N° 638.

Contaminante	Actividad	Existentes (mg/m ³)	Nuevas (mg/m ³)	Observaciones
Ácido sulfúrico	fabricación de ácido sulfúrico	300	150	método de contacto
Cadmio	fabricación de cadmio	25	17	(a)
	fabricación de cloro	200	150	
	fabricación de carbonato sódico	300	200	
Cloruro de hidrógeno	obtención de cobre	300	300	
	incineración de residuos peligrosos	75	50	
Dióxido de azufre	centrales térmicas fuel-oil	4500	3000	cualquier potencia
	instalaciones que utilizan fuel-oil	5000	3400	
	fabricación de ácido sulfúrico	2850	1425	método de contacto
	baterías de coque	500	500	también en recuperación de subproducto
	obtención de aluminio	6	3	reducción de aluminio
	obtención de cobre	1500	1500	
	refinación de petróleo	5000	4200	proceso de craqueo catalítico, planta de recuperación de azufre
	fabricación de pasta de papel	10	5	pasta al bisulfito, en kg/t de pasta
	incineración de residuos peligrosos	200	100	

Para transformar mg/m³ a ppm, que es la unidad utilizada para reportar las emisiones de dióxido de azufre en la instalación 215, se utiliza la siguiente expresión matemática:

$$ppm = \left(\frac{mg}{m^3} \right) \cdot \left(\frac{24,45}{PM} \right); \text{ Donde PM: peso molecular de la sustancia.}$$

Al sustituir el peso molecular del dióxido de azufre y el límite de emisiones en la ecuación anterior se tiene:

$$ppm = 2850 \left(\frac{mg}{m^3} \right) \cdot \left(\frac{24,45}{64} \right)$$

Finalmente el límite de emisiones de dióxido de azufre para plantas por el método de contacto es 1088,79 ppm. En base a este resultado y al observar los histogramas de distribución de frecuencias de las emisiones de SO₂ para el periodo seleccionado, es importante resaltar los siguientes aspectos:

- a. Al observar la figura 4.1 es de notar que existen emisiones dentro del período de tiempo seleccionado que se encuentran fuera del límite legal permitido, sin embargo, la baja frecuencia de tales emisiones, trae como consecuencia que se encuentren fuera de la curva normal de distribución y por ende sean descartadas.
- b. Para una mejor comprensión de la variación del promedio mensual de las emisiones de SO₂ para el período seleccionado, se construyó la figura 4.2. En ella se evidencia una disminución gradual de las emisiones en el lapso desde abril-2006 hasta julio-2006, mes a partir del cual las emisiones se mantienen relativamente estables durante aproximadamente un año. Posteriormente las emisiones aumentan de manera progresiva hasta el fin del periodo en estudio. Se observa que en los meses de abril-2006 y febrero-2008, las emisiones se encuentran fuera de los valores legalmente permitidos.

4.3 ANÁLISIS DEL PROCESO ACTUAL Y EL PROCESO WSA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO

En la figura 4.3 se muestra el diagrama de flujo de la instalación 215 en la actualidad. En él se señalan las líneas de flujo principales de los equipos primarios. Se procede a eliminar progresivamente los equipos que no son necesarios y a adicionar los requeridos para la adaptación de la tecnología WSA.

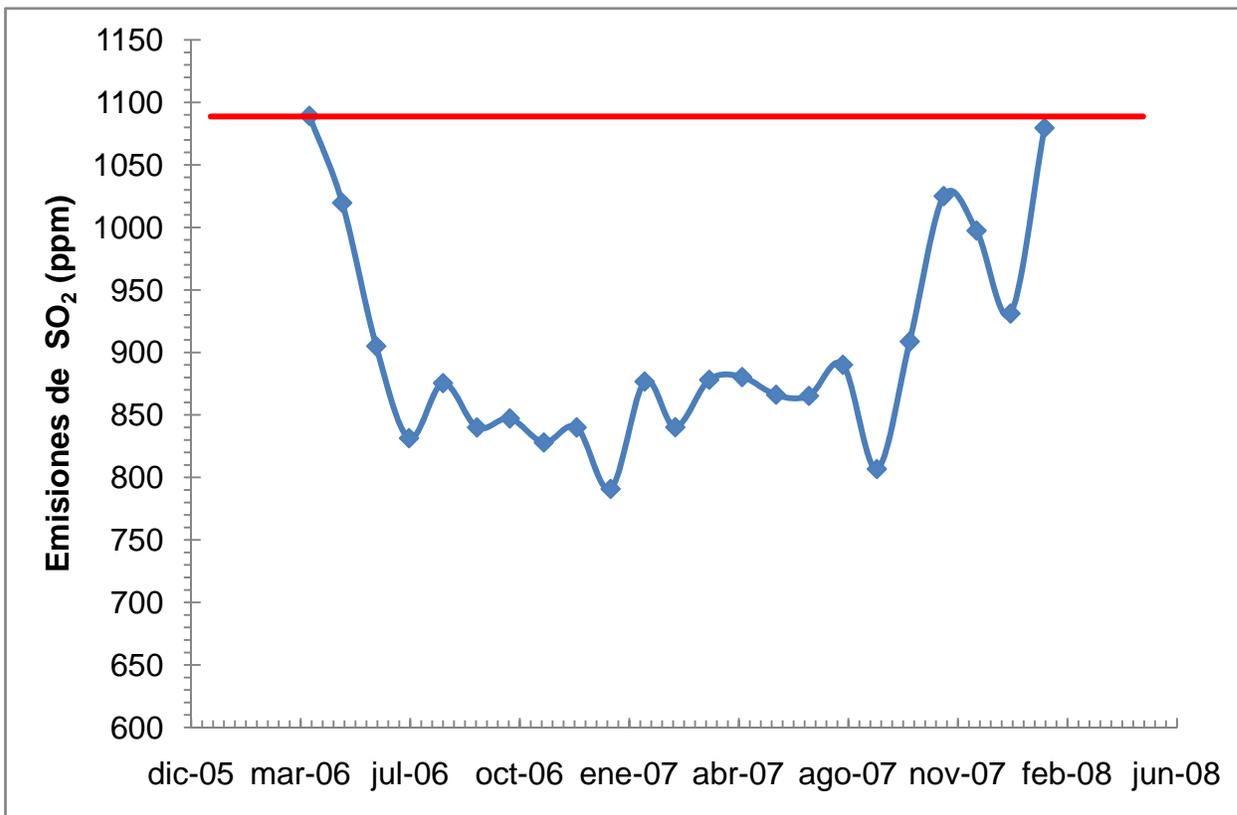


Figura 4.2. Comportamiento del promedio mensual de emisiones de SO₂ para el periodo desde abril de 2006 hasta febrero de 2008.

El circuito de secado cumple la función de eliminar el agua contenida en el aire húmedo, de modo que el gas que entra al HB-1 y posteriormente al convertidor se encuentre completamente seco. Esto se debe a que en la actualidad los catalizadores: VK-59, VK-38 y VK 48, utilizados en el A-1, son susceptibles a sufrir envenenamiento debido a la humedad presente en el aire. Por otro lado los catalizadores usados en el convertidor WSA: VK-WSA, VK-WH y VK-WSX no se ven afectados por la humedad de la corriente gaseosa, lo que haría completamente innecesario el circuito de secado actual; por ello se elimina tal como se muestra en la figura 4.4.

Otro de los equipos innecesarios es la torre de absorción: su función principal, como se explica detalladamente en el capítulo II, es absorber el SO₃ proveniente del convertidor, usando H₂SO₄ líquido para ello. En la tecnología WSA este equipo no se requiere, pues el SO₃ producido en el convertidor, luego de enfriarse, reacciona con agua en fase gas presente en la misma corriente para producir H₂SO₄ gaseoso.

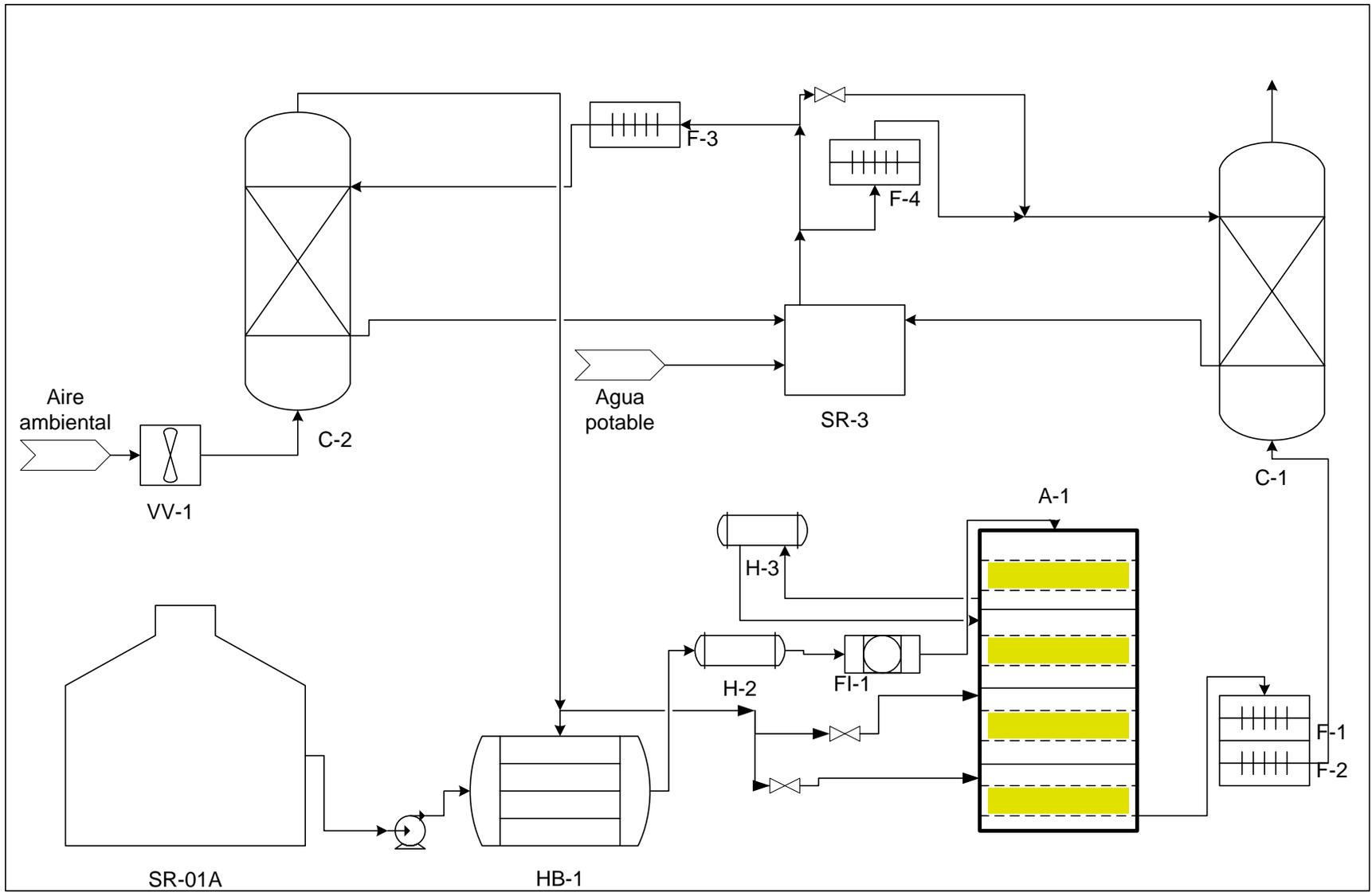


Figura 4.3. Diagrama de flujo de la instalación 215.

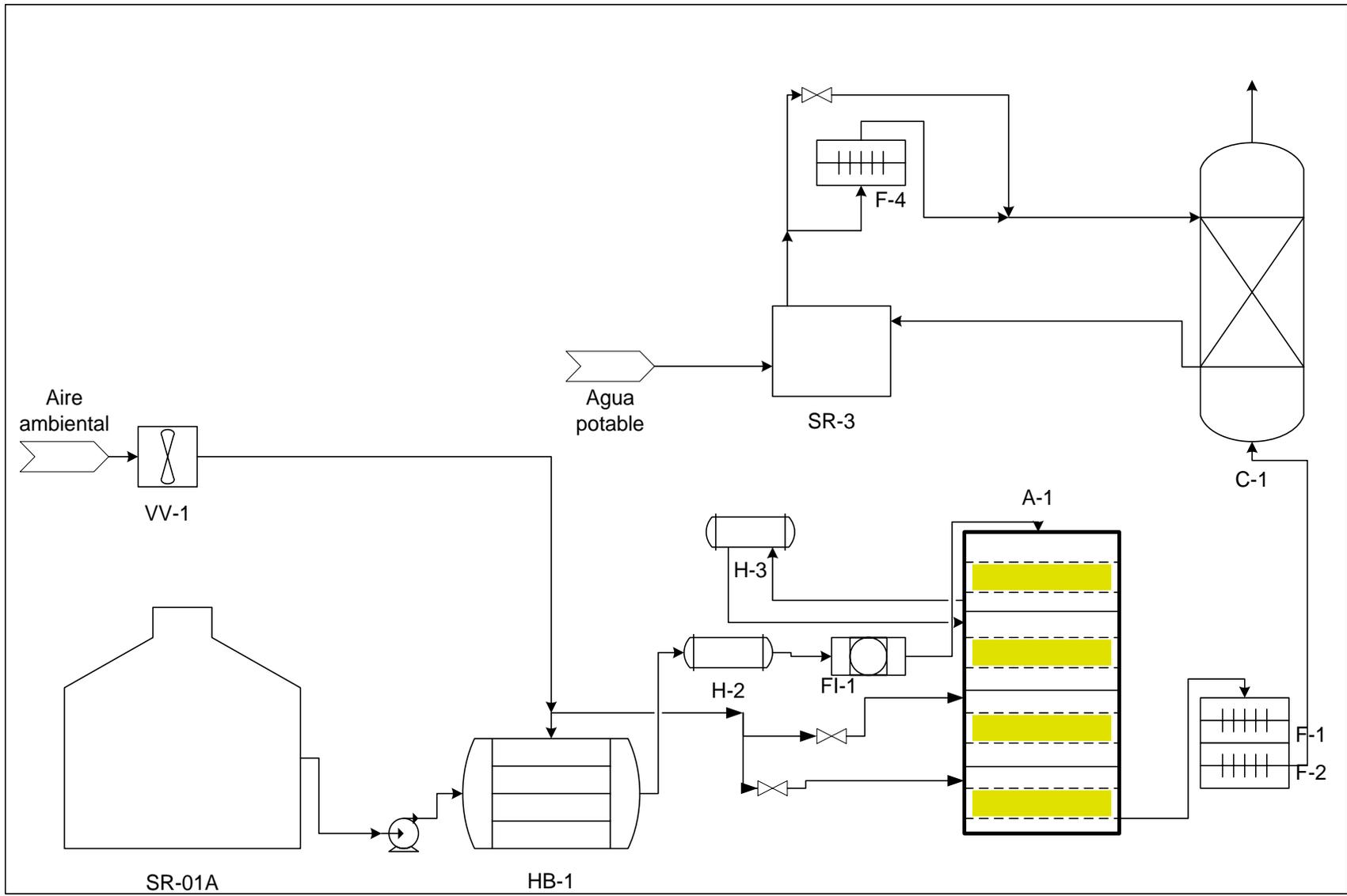


Figura 4.4. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin el circuito de secado de aire.

Asimismo el tanque homogeneización (SR-3) no es necesario en esta etapa, por lo que es eliminado. En este punto, el diagrama de flujo del proceso es como se muestra en la figura 4.5.

Actualmente los gases provenientes del HB-1 son filtrados antes de ser alimentados al convertidor; esto se debe a que las partículas de polvo y cenizas que pudieran estar en la corriente gaseosa disminuyen el área superficial de contacto del catalizador con los reactantes dentro del convertidor, lo que se traduce en una disminución de la actividad de los catalizadores y por ende de la conversión global. El catalizador usado en el convertidor WSA posee una configuración tal que reduce significativamente el impacto que producen el polvo y las cenizas, haciendo innecesario el uso del FI-1. En la figura 4.6 se muestra el diagrama de flujo anterior con la diferencia de que se ha eliminado el filtro.

El convertidor utilizado en la actualidad es un convertidor de cuatro lechos: posee intercambio de calor entre el primero y el segundo y alimentación de aire seco en el tercer y cuarto lecho, todo esto con la finalidad de favorecer al máximo la conversión de SO_2 a SO_3 . El proceso WSA solo necesita 3 lechos catalíticos con enfriamiento entre lecho, como se explica con más detalle en el capítulo II. El convertidor actual puede ser adaptado de modo que cumpla con los requerimientos de la tecnología WSA: se conserva la estructura externa y se modifican las dimensiones de los lechos, moviendo la posición de las placas separadoras, las bocas de visita y las entradas y salidas de flujo. Se propone conservar la H-3 para el enfriamiento entre el primer y segundo lecho; y adquirir otra caldera para el enfriamiento entre el segundo y tercer lecho (H-4). La corriente gaseosa que sale del convertidor debe ser enfriada, por lo que se propone conservar el sobrecalentador y el enfriador (F-1 y F-2) para tal fin. Estos cambios pueden observarse en la figura 4.7.

Posteriormente el ácido sulfúrico que se ha formado necesita ser condensado, para lo cual se añade el condensador WSA (H-5). Como fluido de enfriamiento se utiliza aire atmosférico que se calienta por efecto del intercambio de calor y es aprovechado para alimentar el HB-1 y aumentar la eficiencia energética del proceso. Parte del aire de

enfriamiento utilizado en el H-5 no es requerido para alimentar al HB-1 por lo que se propone aprovecharlo para generar vapor.

El ácido sulfúrico condensado se deposita temporalmente en las bóvedas de ladrillos anti-ácido que se encuentran en la parte inferior del condensador. Debido a que el ácido aún se encuentra caliente se utiliza un intercambiador de calor (F-4) para enfriarlo y enviarlo a almacenamiento y distribución, utilizándose la misma bomba centrífuga usada en la actualidad para ello. Todos estos cambios se muestran en la figura 4.8. El resumen de equipos principales requeridos para la adaptación tecnológica se muestra en la tabla 4.9.

4.4 EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA DE ADAPTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA WSA A LA INSTALACIÓN 215

4.4.1 Selección del software de simulación de procesos más adecuado

Para la selección de software de simulación de procesos más adecuado se tomaron en cuenta los programas que se describen brevemente a continuación:

- **PRO II:** software de simulación de procesos desarrollado por Simulation Sciences Inc. para trabajar bajo ambiente Windows que se caracteriza por poseer un entorno gráfico de simulación interactivo y permitir incluir código de programación en Visual Basic. También ofrece la posibilidad de realizar simulaciones en régimen dinámico (paquete PROTISS). Puede ser utilizado en: petróleo, refinería, petroquímica, polímeros, química fina y farmacéutica, construcciones, ingeniería.
- **CHEMCAD:** es una herramienta de simulación de procesos muy amigable y rigurosa que junto a sus diferentes módulos integrados logran resolver el 95% de los problemas en la ingeniería química con resultados confiables. Ofrece: diagramas de flujo y reportes configurables, en MS Word o MS Excel, herramienta de optimización de procesos, herramienta de análisis de sensibilidad que permite probar escenarios sin la necesidad de modificar la simulación base e identificar situaciones críticas y óptimas, preselección automática de modelo termodinámico.

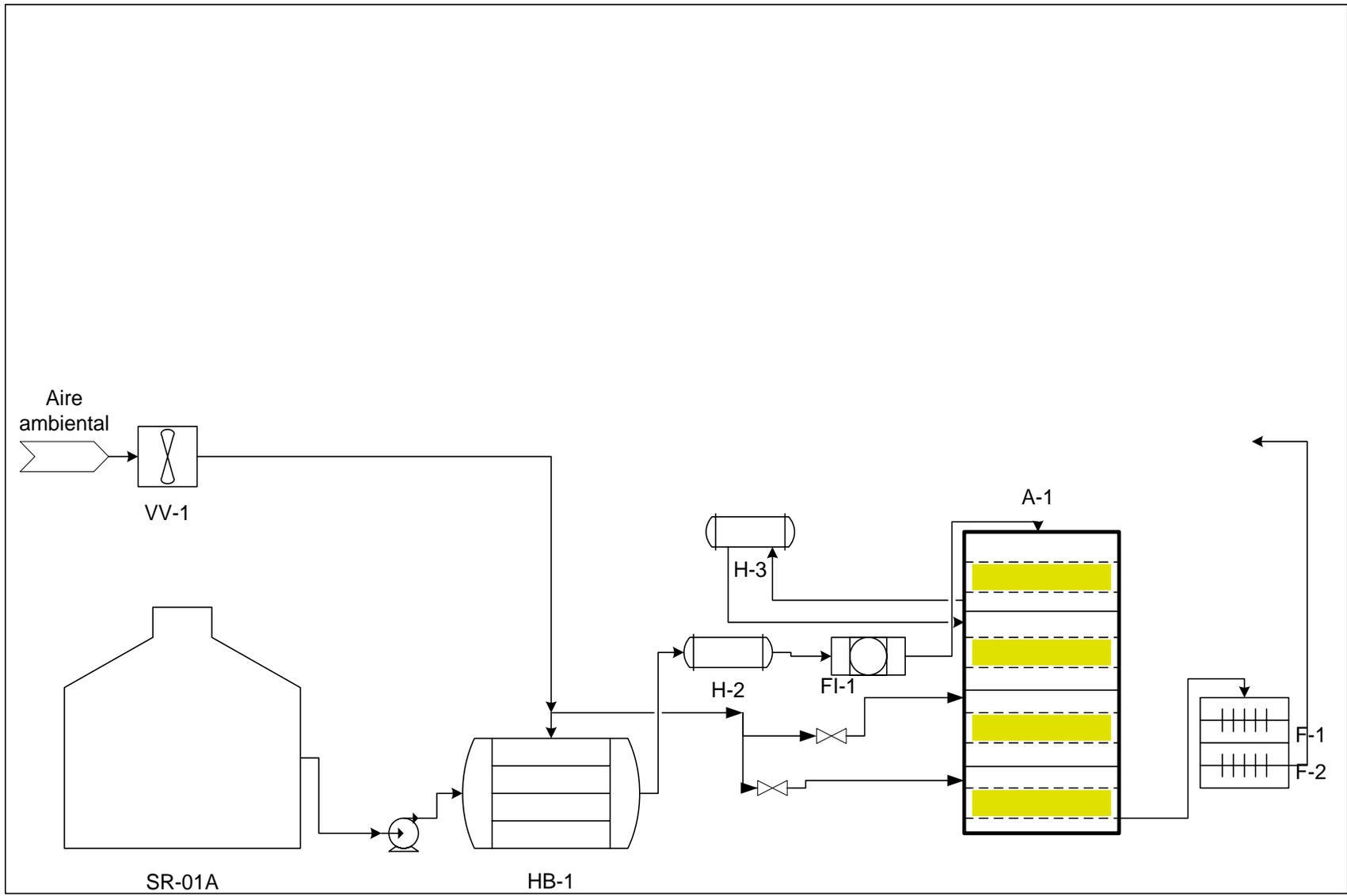


Figura 4.5. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización.

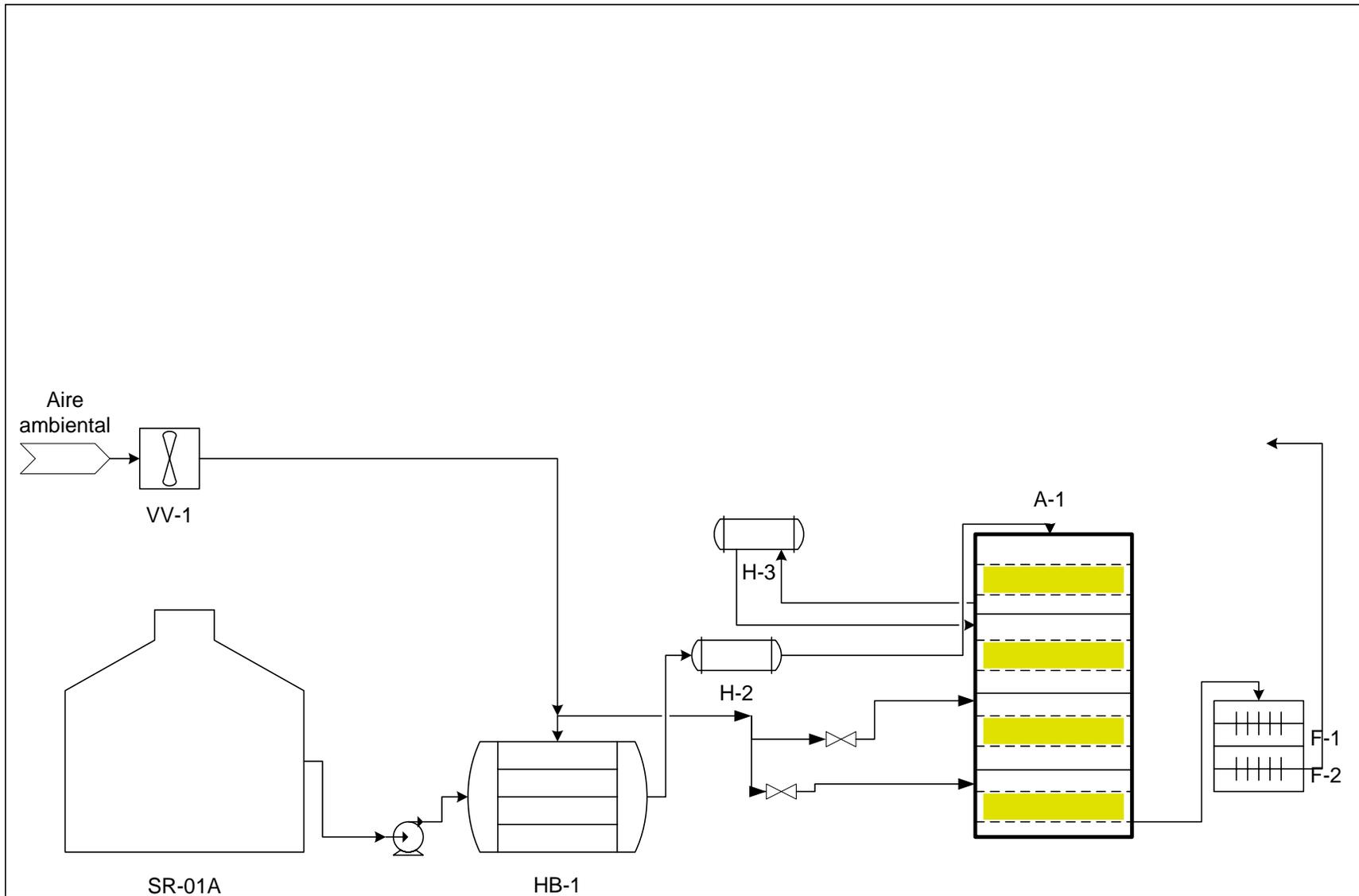


Figura 4.6. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización, filtro.

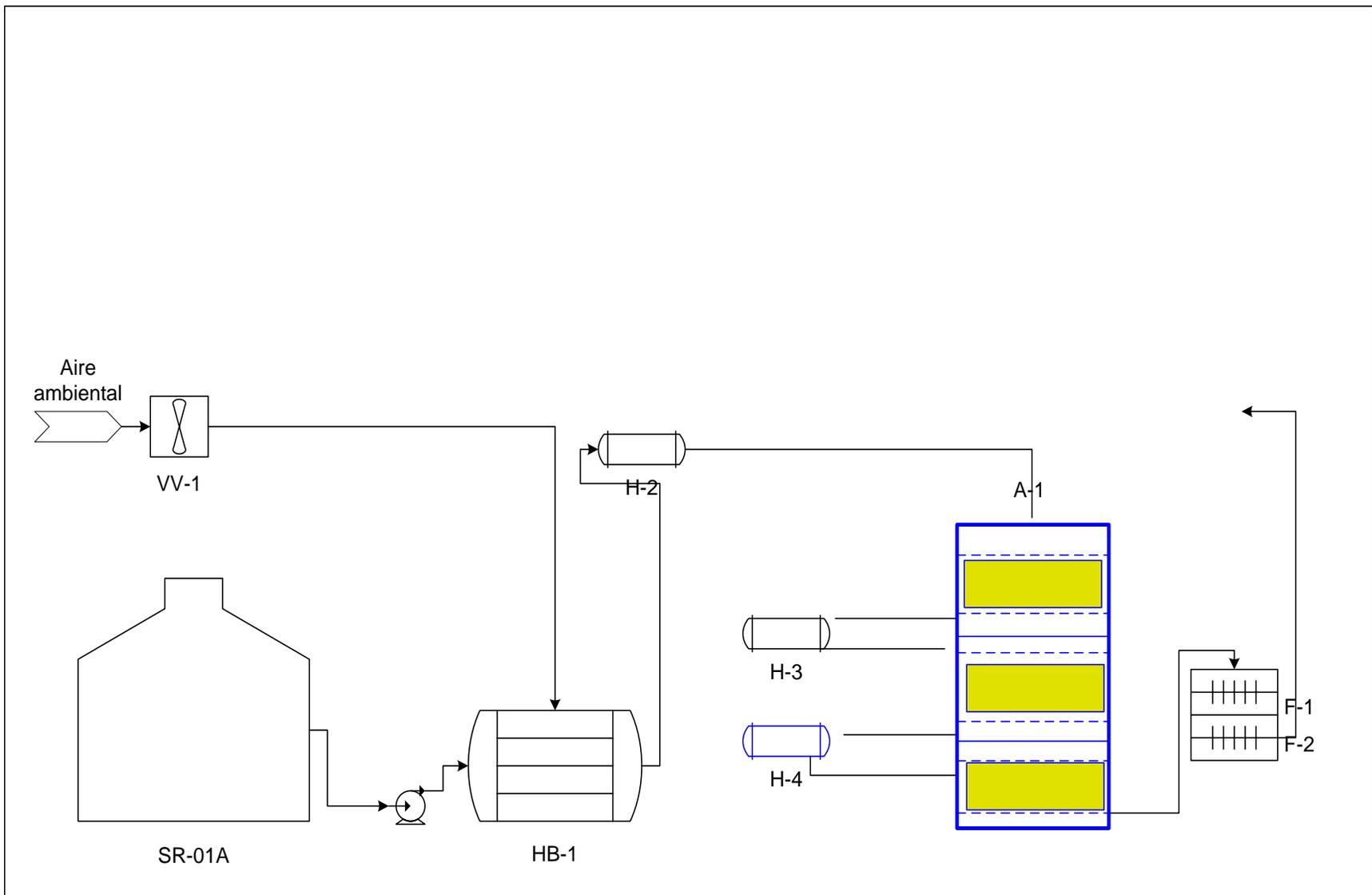


Figura 4.7. Diagrama de flujo de la instalación 215, sin: circuito de secado de aire, circuito de absorción, tanque de homogeneización, filtro; añadido H-4, convertidor catalítico modificado.

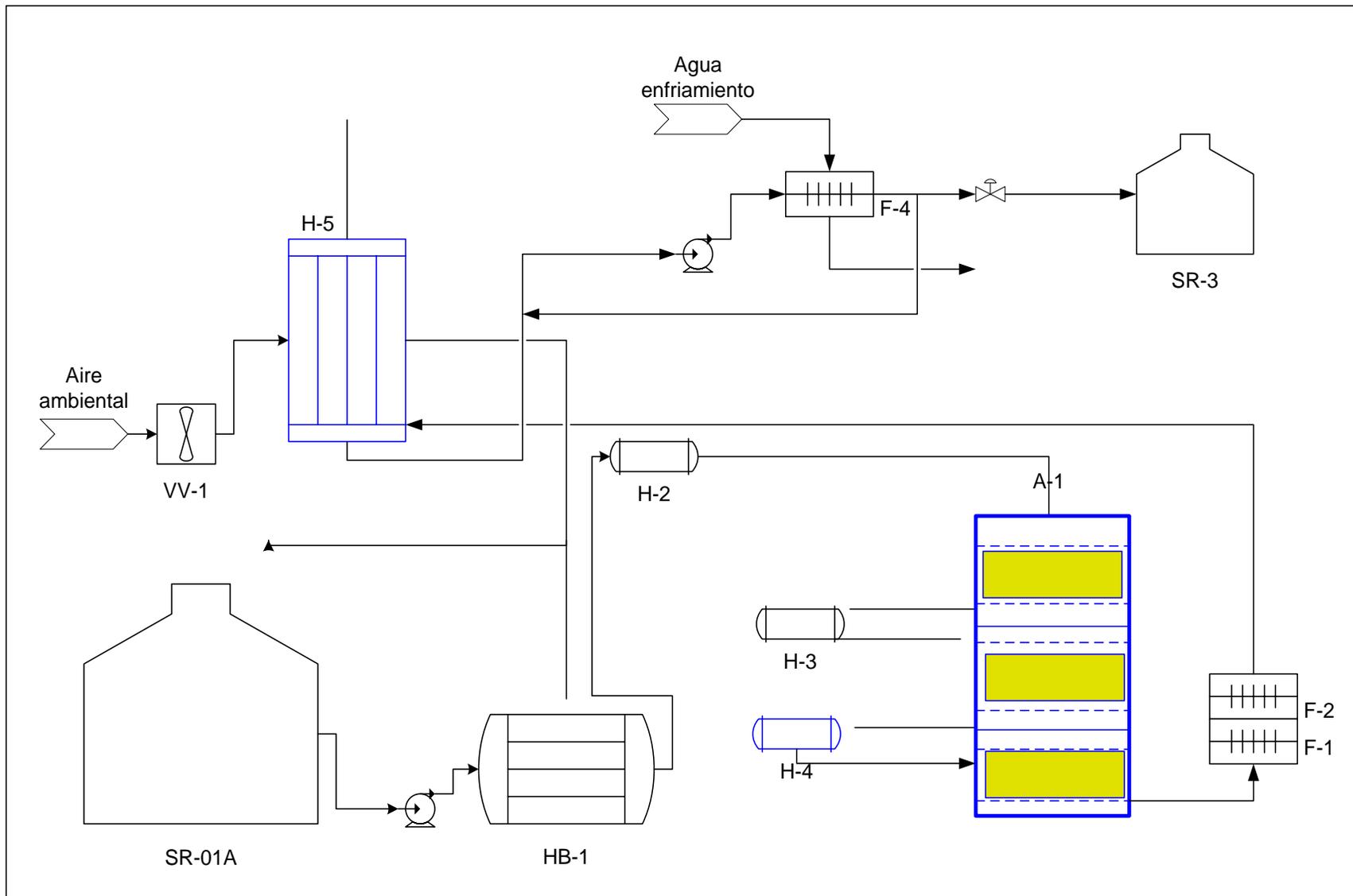


Figura 4.8. Diagrama de flujo de la instalación 215 con la adaptación de la tecnología WSA.

Tabla 4.9. Equipos principales requeridos para la adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215.

Equipo	Codificación	Estatus		
		En uso	Nuevo	Modificado
Turboventilador	VV-1	x		
Tanque de azufre	SR-01A	x		
Horno	HB-1	x		
Caldera	H-2	x		
Caldera	H-3	x		
Caldera	H-4		x	
Convertidor	A-1			x
Enfriador	F-1	x		
Enfriador	F-2	x		
Condensador	H-5		x	
Tanque de ácido	SR-3	x		
Enfriador	F-4	x		
Bomba centrífuga Azufre	PC-1/2	x		
Bomba centrífuga ácido	PC-11	x		

- **Hysys:** software de simulación de procesos desarrollado para su uso en pc. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Su interfaz gráfica es tremendamente amigable y se puede adicionar código de programación en Visual Basic. Interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa, por tanto no necesita un botón de ejecución, aunque existe la posibilidad de plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlo. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Una de las más amplias gamas de unidades de cálculo y variedad de paquetes termodinámicos. Es ampliamente usado en las áreas de petróleo y petroquímica.
- **Aspen Plus:** herramienta de simulación de procesos desarrollada por Aspen Technology, Inc. Posee una de las más amplias bases de datos de propiedades físicas del mercado y de parámetros de interacción binaria. Permite el uso de sistemas de regresión de datos así como el ajuste de los mismos. Entre sus herramientas principales se encuentran: análisis de convergencia (rotura de ciclos, secuencia de soluciones), Análisis de sensibilidad, optimización, entre otros. También permite adicionar código de programación en Visual Basic. Así mismo posee una de las más amplias bibliotecas de modelos termodinámicos disponibles en el mercado.

Al asignar de manera cualitativa y de acuerdo a su importancia valores ponderados globales a cada uno de los criterios considerados, como se explica con mayor detalle en el capítulo III, se obtienen los resultados mostrados en la tabla 4.10. Es importante resaltar, en cuanto al costo, que se asignó la máxima puntuación a los programas a los cuales ya se tiene acceso (Pequiven posee la licencia para su uso).

De acuerdo con los resultados arrojados por la matriz de selección el software a utilizar es Hysys. En base a ello se estudiaron los manuales disponibles y se procedió a plantear los diagramas de flujo.

Tabla 4.10. Resultado de la matriz de selección del software de simulación de procesos a utilizar.

Criterio / software	PRO II		CHEMCAD		Hysys		Aspen Plus	
	Puntos	%	Puntos	%	Puntos	%	Puntos	%
Costo	7	1,4	5	1	10	2	10	2
Entrenamiento requerido	3	0,6	3	0,6	8	2	5	1
Disponibilidad	9	1,4	9	1,4	10	2	10	1,5
Variedad de paquetes	9	2,7	8	2,4	9	3	10	3
Unidades Disp.	10	1,5	10	1,5	10	2	10	1,5
Total	7,6		6,9		9		9	

4.4.2 Validación de los modelos termodinámicos

Previo al inicio del desarrollo de esta etapa de la investigación es importante resaltar que el éxito de la simulación del proceso depende totalmente de la correcta descripción de las propiedades físicas y termodinámicas del sistema químico en estudio. A través de esta etapa es posible detallar cuan adecuado es el modelo termodinámico utilizado en cada sección del proceso. Para tal fin se procedió a validar los modelos termodinámicos utilizando (siempre que fue posible) datos de operación, resultado del tratamiento estadístico de los datos de panel de control de la instalación 215, realizado en el objetivo 1. En los casos en los que no se contó con suficiente data experimental fue necesario utilizar condiciones de diseño. Se procedió entonces a simular los equipos principales de la instalación 215 que seguirían operando luego de la adaptación de la tecnología WSA y se compararon los resultados arrojados por el simulador con los datos operacionales. Los modelos termodinámicos recomendados por la bibliografía para sistemas químicos de baja presión y alta temperatura con compuestos similares a los presentes en la instalación 215, son los de ecuaciones de estado (EDOs). De ellos, los más comúnmente usados son Peng-Robinson (PR), Peng-Robinson-Twu (PR-Twu) y Soave-Redlich-Kwong (SRK). Se utilizaron estas EDOs para la simulación de equipos correspondientes al circuito de gas.

Por otra parte las corrientes involucradas en el circuito de ácido se encuentran igualmente a presiones muy bajas, sin embargo, hay presencia de una fase líquida

tremendamente no ideal y muy difícil de modelar. Los sistemas químicos de estas características, de acuerdo con la bibliografía y con ingenieros expertos en el área, deben ser simulados usando modelos de coeficientes de actividad, más específicamente NRTL y sus modificaciones. A continuación se muestran los resultados correspondientes a cada equipo:

- *Validación del HB-1:* conocida la conversión en el horno (100%), los flujos de las corrientes alimentadas, sus condiciones y las pérdidas de calor al ambiente, se simula este equipo utilizando distintos modelos termodinámicos y se compara la temperatura calculada por el simulador con la obtenida como resultado del objetivo 1. El diagrama de flujo utilizado en la simulación se muestra en la figura 4.9. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.11.

Tabla 4.11 Resultados de la validación del HB - 1

Modelo termodinámico	Temp. real (°C)	Temp. calculada (°C)	% Desviación
SRK	761,1	796,2	4,6
PR	761,1	796,2	4,6
PR-Twu	761,1	796,2	4,6

- *Validación del H-2:* utilizando las dimensiones y características del equipo con las condiciones operacionales de entrada y salida de los fluidos, tal como se muestra en la figura 4.10, se calculó el flujo de vapor generado en el equipo y se comparó con el experimental, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 4.12 Resultados de la validación del H-2.

Modelo termodinámico	Flujo real (kg/h)	Flujo calculado (kg/h)	% Desviación
SRK	11297,2*	12076,8	6,9
PR	11297,2*	12041,4	6,6
PR-Twu	11297,2*	11958,8	5,9

* Suministrado por diagrama de flujo y balance de materiales inst. 215.

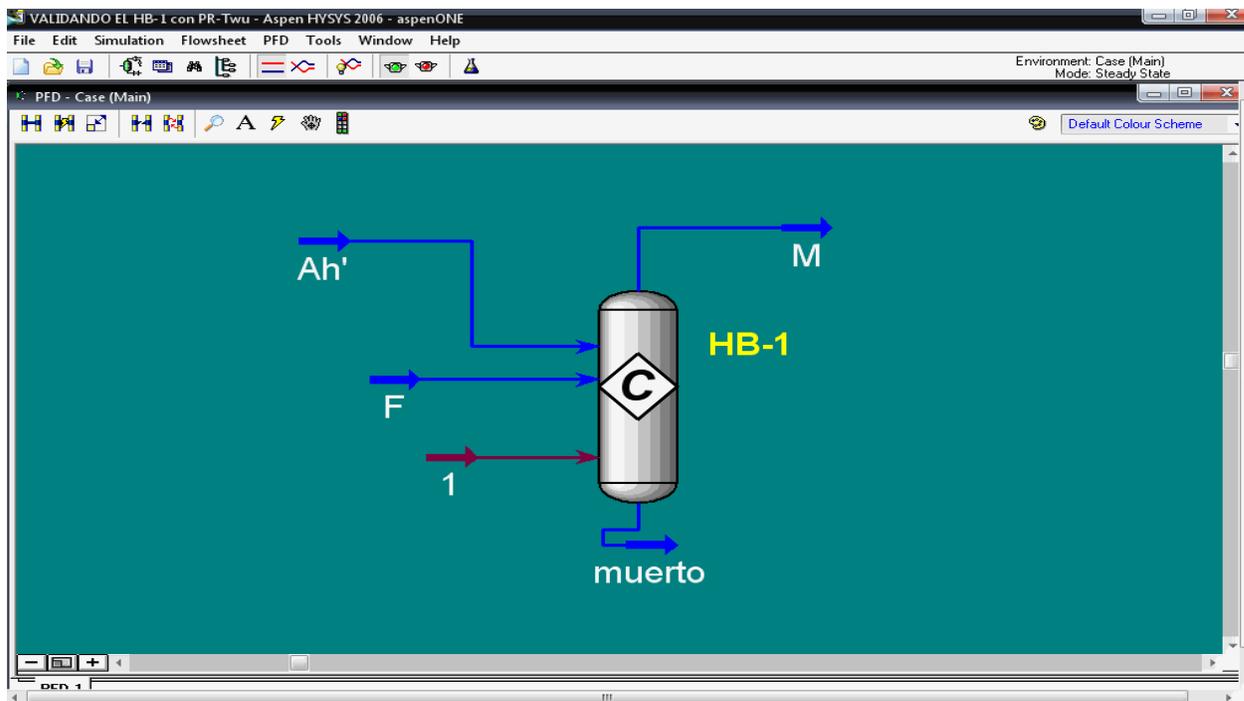


Figura 4.9. Diagrama de flujo para validación del HB-1.

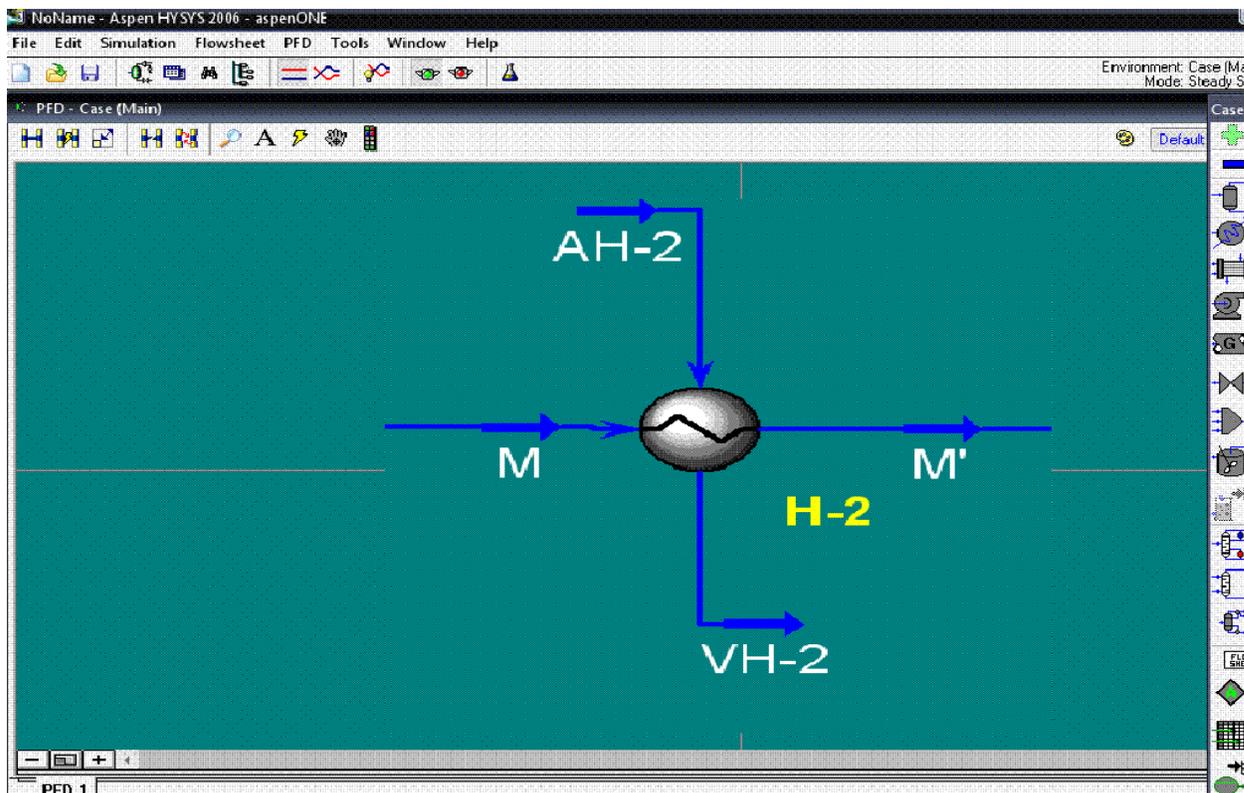


Figura 4.10. Diagrama de flujo para validación del H-2.

- *Validación del H-3*: utilizando las dimensiones y características del equipo con las condiciones operacionales de entrada y salida de los fluidos, tal como se muestra en la figura 4.11, se calculó el flujo de vapor generado en el equipo y se comparó con el experimental, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 4.13 Resultados de la validación del H-3.

Modelo termodinámico	Flujo real (kg/h)	Flujo calculado (kg/h)	% Desviación
SRK	4943,2*	5120,6	3,6
PR	4943,2*	5103,5	3,2
PR-Twu	4943,2*	5067,0	2,5

* Suministrado por diagrama de flujo y balance de materiales inst. 215.

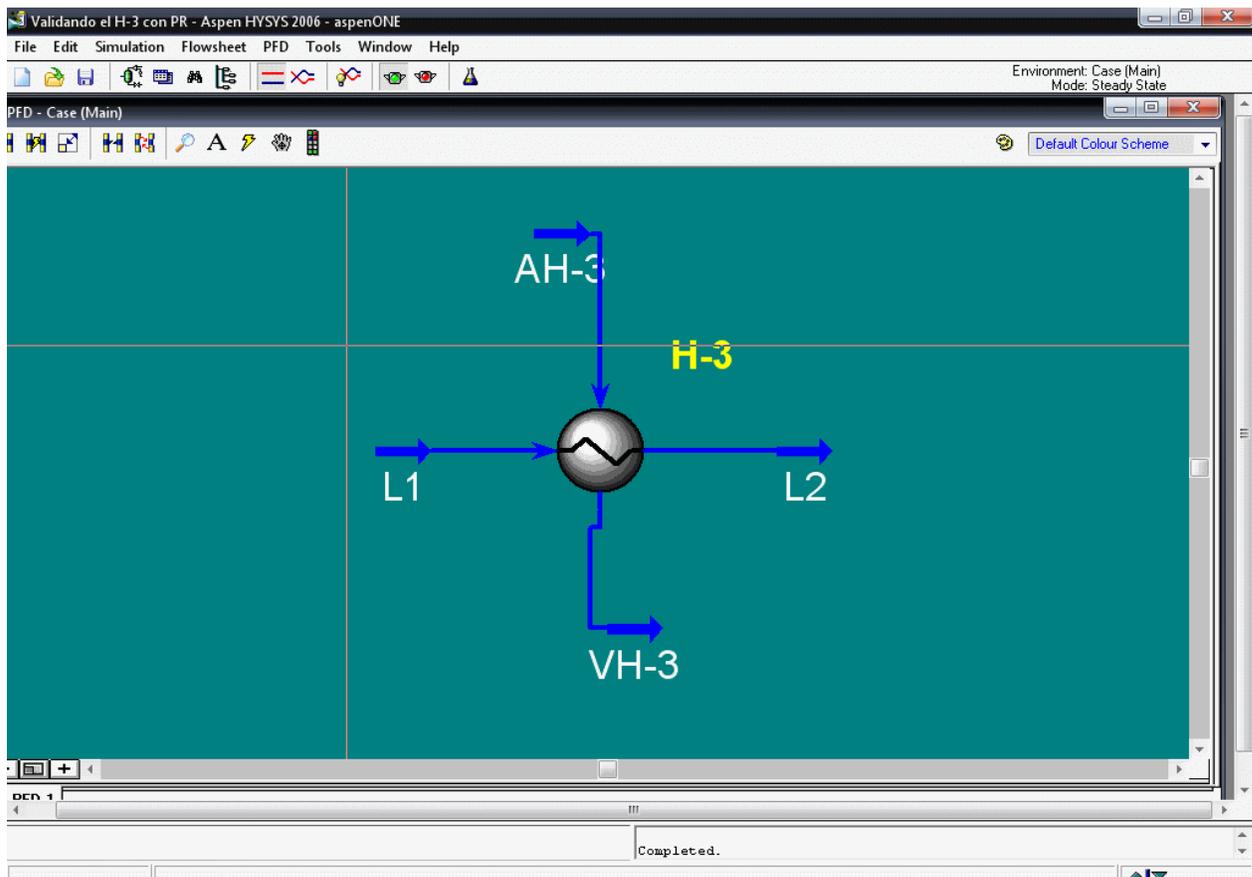


Figura 4.11. Diagrama de flujo para validación del H-3.

- *Validación de los lechos 1 y 2 correspondientes al A-1:* utilizando los datos de operación correspondientes a las conversiones en los lechos 1 y 2 del convertidor catalítico se procedió a simularlos a través del modelo de reactores de conversión disponible en Hysys. Asimismo se consideró que los lechos son adiabáticos. No se realizó la validación de los lechos 3 y 4 debido a que no se cuenta con la cantidad de aire seco que se inyecta a los mismos, sin embargo, no se consideró una limitante puesto que el convertidor WSA no tendrá inyección de aire y la termodinámica de la reacción en el tercer (y último) lecho de este reactor se asemeja a la de los lechos 1 y 2 actuales. Se calcularon las temperaturas de salida del gas de proceso en cada lecho, conocidas sus temperaturas de entrada; estas últimas fueron resultado del objetivo 1. Se compararon los resultados de las temperaturas calculadas con las experimentales tal como se muestra en las tablas 4.14 y 4.15. La configuración usada se muestra en las figuras 4.12 y 4.13 correspondientes a los lechos 1 y 2, respectivamente. Es importante destacar que las unidades denominadas reactores de conversión en Hysys requieren de manera obligatoria la asignación de una corriente de salida en fase líquida. A tal efecto y a pesar de que tal corriente no existe en el proceso real, se crearon corrientes hipotéticas con el prefijo “muerto” en todas estas unidades de proceso para cumplir con este requisito del simulador.

Tabla 4.14 Resultados de la validación del lecho 1 del A-1.

Modelo termodinámico	Temp. experimental (°C)	Temp. calculada (°C)	% Desviación
SRK	584,0	533,2	8,7
PR	584,0	533,2	8,7
PR-Twu	584,0	533,2	8,7

Tabla 4.15 Resultados de la validación del lecho 2 del A-1.

Modelo termodinámico	Temp. experimental (°C)	Temp. calculada (°C)	% Desviación
SRK	510,0	513,3	0,65
PR	510,0	513,3	0,65
PR-Twu	510,0	513,3	0,65

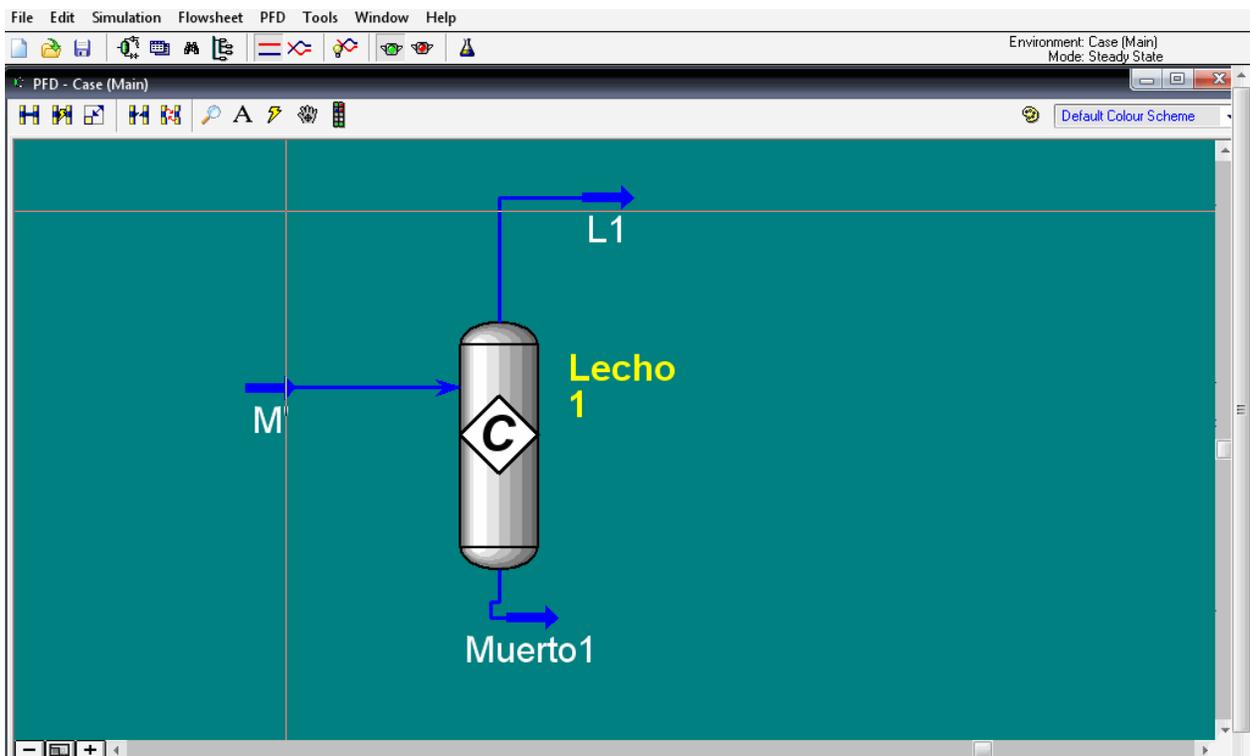


Figura 4.12. Diagrama de flujo para validación del Lecho 1 del A-1.

- Se utilizaron datos de diseño por no poseer suficientes datos experimentales, los mismos fueron obtenidos del manual de ingeniería de procesos de la instalación 215 y del libro de especificaciones de equipos de la instalación 215. Se utilizó el diagrama de flujo mostrado en la figura 4.14, y se utilizó como parámetro para calcular la desviación la temperatura de salida del ácido, conocidos todos los demás parámetros. Los resultados de tales cálculos se muestran a continuación:

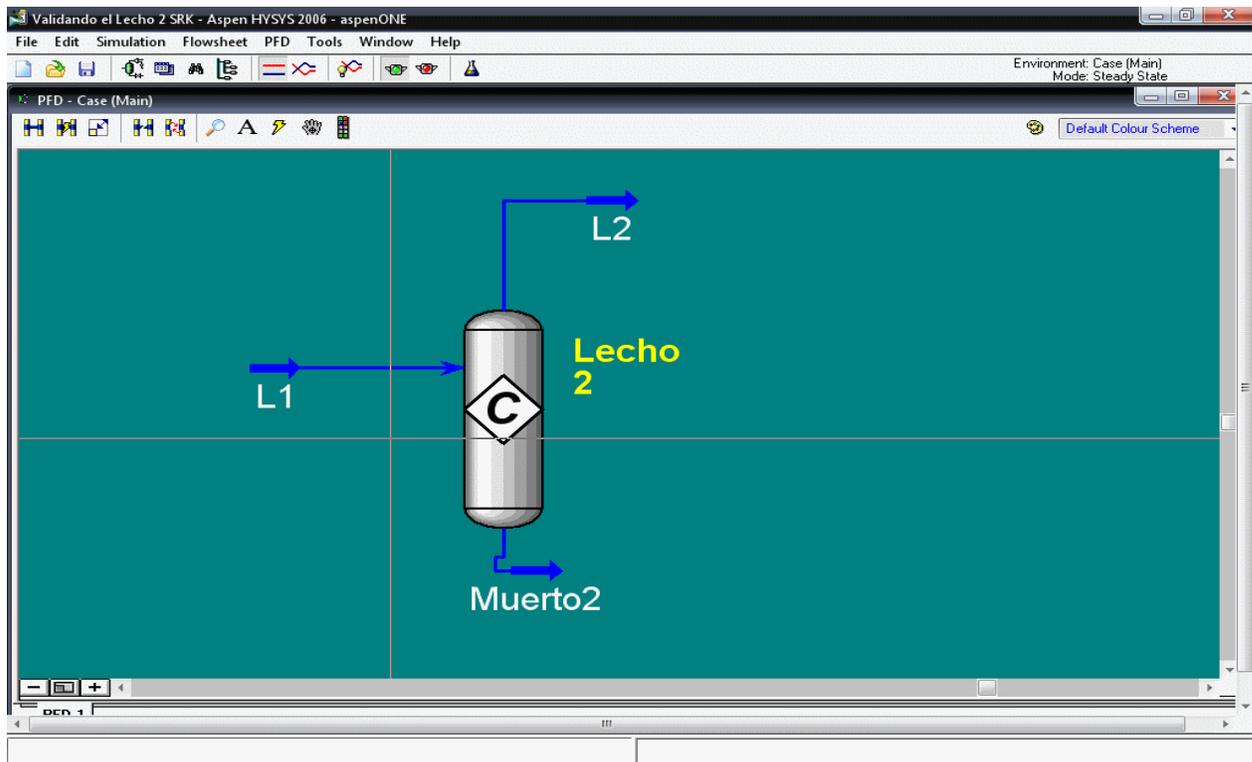


Figura 4.13. Diagrama de flujo para validación del Lecho 2 del A-1.

Tabla 4.16 Resultados de la validación del F-5.

Modelo termodinámico	Temp. diseño (°C)	Temp. calculada (°C)	% Desviación
NRTL	43	No aplica	-
NRTL General	43	43,26	0,60
NRTL Extended	43	43,27	0,63

Es de resaltar que el paquete NRTL (Non-Random Two Liquids) no aplica para los fluidos del circuito de ácido, y el simulador arroja el error mostrado en la figura 4.15. Sin embargo, las modificaciones “general” y “extendido” del mencionado paquete termodinámico no arrojan errores de compatibilidad.

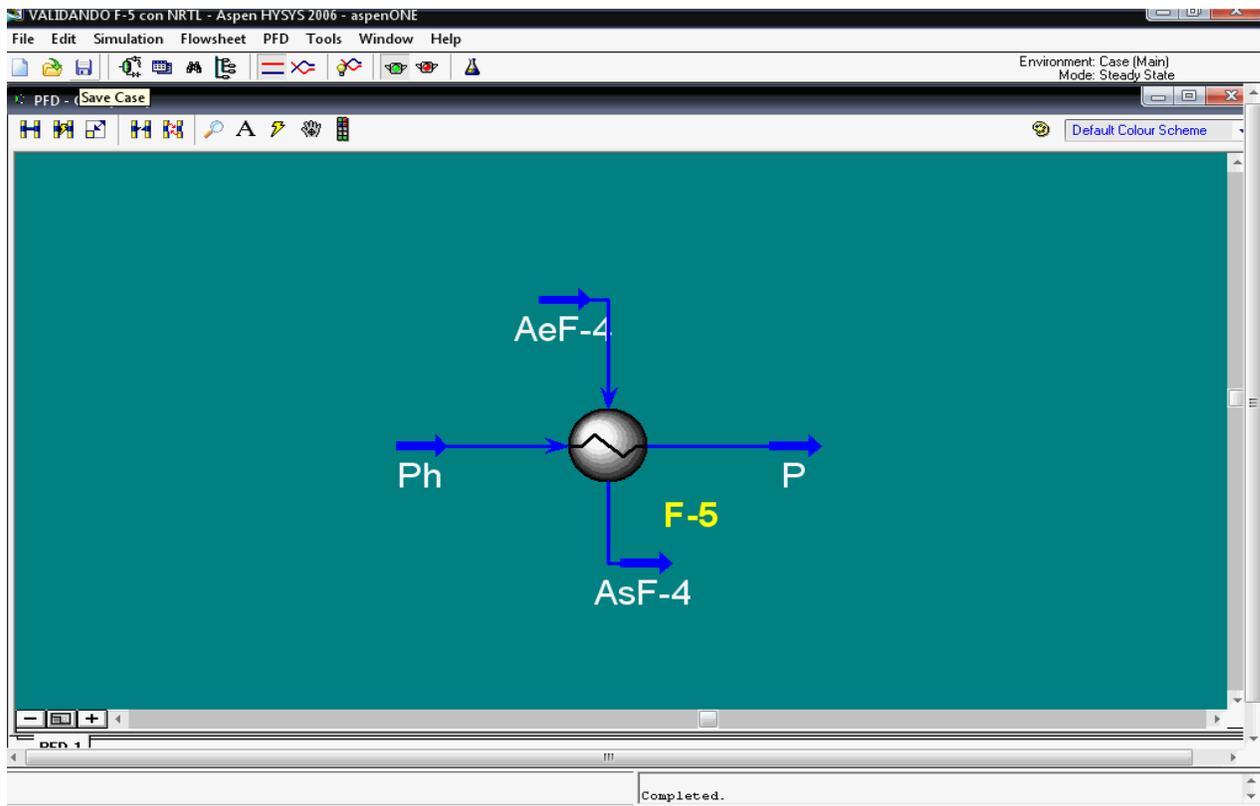


Figura 4.14. Diagrama de flujo para la validación del F-5.

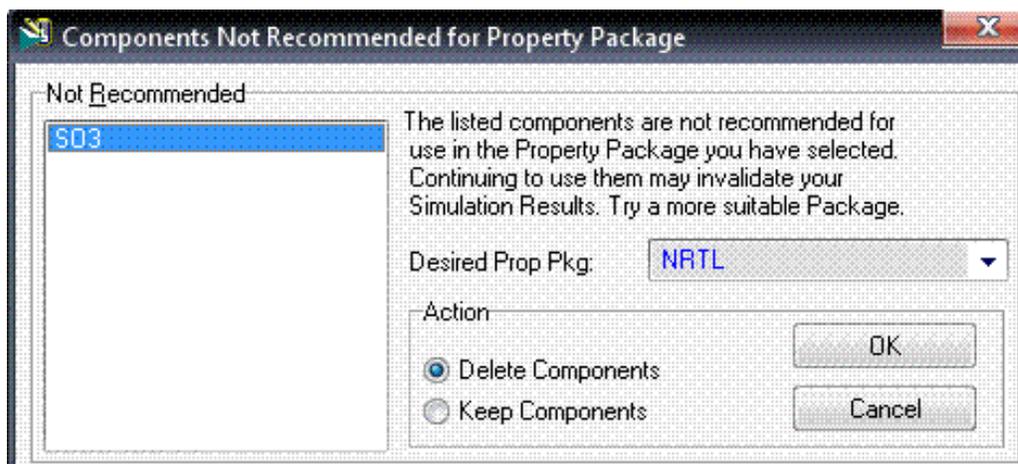


Figura 4.15 Error de incompatibilidad del paquete NRTL con fluidos del circuito de ácido.

En base a las desviaciones obtenidas en esta etapa de la investigación se puede afirmar que el paquete termodinámico que permite modelar el circuito de gas de manera más adecuada es Peng-Robinson-Twu, pues si bien es cierto que ofrece la misma desviación que los demás paquetes en las unidades de reacción, es además el paquete

que presenta la menor desviación porcentual de las variables calculadas con respecto a las experimentales en las demás unidades de cálculo. Por otro lado, en cuanto al paquete termodinámico que describe más fielmente el circuito de ácido, la diferencia entre la desviación porcentual con respecto al valor de diseño arrojada por NRTL General y NRTL Extended es mínima, lo que garantiza que cualquiera de los 2 paquetes termodinámicos permitirá la adecuada simulación de este circuito de flujo. En base a esto, se eligió el paquete NRTL General para simular el circuito de ácido.

4.4.3 Simulación de la instalación 215 con la adaptación de la tecnología WSA

Al realizar las propuestas de modificación de la instalación 215 y luego del análisis del proceso WSA es de resaltar que el diagrama de flujo con la adaptación tecnológica a utilizar en la simulación debe ser separado en dos grandes etapas, de acuerdo al tipo de sistema químico. Esto se debe a las pequeñas discrepancias que existen en los resultados de parámetros termodinámicos calculados a través de ecuaciones de estado y modelos de coeficientes de actividad, en consecuencia, una misma corriente no puede tener asignado dos valores calculados para un mismo parámetro y por ende se procedió a simular el proceso de la siguiente manera:

- Circuito de gas: comprende las etapas de quemado de azufre, conversión catalítica y enfriamiento previo a la formación del ácido.
- Circuito de ácido: comprende las etapas de formación, condensación y enfriamiento de ácido sulfúrico.

Para llevar a cabo la simulación se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

1. Producción de H_2SO_4 al 98% de 600TMD a $41^\circ C$.
2. Azufre alimentado 99,9% de pureza y 0,1% de humedad a $140^\circ C$ y 980,7 kPa.
3. Aire de alimentación con humedad relativa de 82% a $27,5^\circ C$ y $1,032 \text{ kg/cm}^2$.
4. Conversión de azufre a SO_2 en el HB-1 de 100%.

5. Convertidor catalítico de 3 lechos con enfriamiento entre lechos, temperatura de entrada de 400°C a cada uno. Conversiones parciales de: 54,8%, 92% y 99,5% para los lechos 1, 2 y 3 respectivamente. Todos los lechos son adiabáticos.
6. Agua para la generación de vapor a 206°C y 1765 kPa.
7. Agua para enfriamiento a 32°C y 4 kg/cm².
8. Conversión de SO₃ a H₂SO₄ del 100%.
9. Temperaturas de entrada y salida de la corriente de proceso al condensador WSA de 280°C y 90°C respectivamente.

Es importante acotar que estos datos corresponden a condiciones y requerimientos de diseño de la tecnología WSA y a características de insumos, materias primas y productos de la instalación 215.

El diagrama de flujo utilizado para la simulación del circuito de gas se muestra en detalle en la figura 4.16, mientras que el circuito de ácido se muestra en la figura 4.17.

Utilizando las ventajas de cálculo que ofrece el simulador se especificaron los equipos nuevos y modificados, requeridos para la adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215.

Para el diseño del VV-2 se utilizaron los datos de aire ambiental a condiciones promedio del Complejo Petroquímico Morón, suministrados por los ingenieros de procesos de servicios industriales, y los requerimientos de diseño del condensador WSA suministrados por el fabricante. El software calculó la potencia del motor requerida para las condiciones suministradas. La potencia calculada es mayor que la potencia del VV-1 existente en la actualidad, esto se debe a que el flujo de diseño manejado por el VV-2 es mucho mayor al manejado por el VV-1 en la actualidad.

En cuanto al convertidor catalítico, se utilizaron condiciones de diseño suministradas por el fabricante tales como: conversión por paso, volumen del catalizador, material utilizado, temperaturas de entrada a cada lecho, tipo de catalizador utilizado, entre otras.

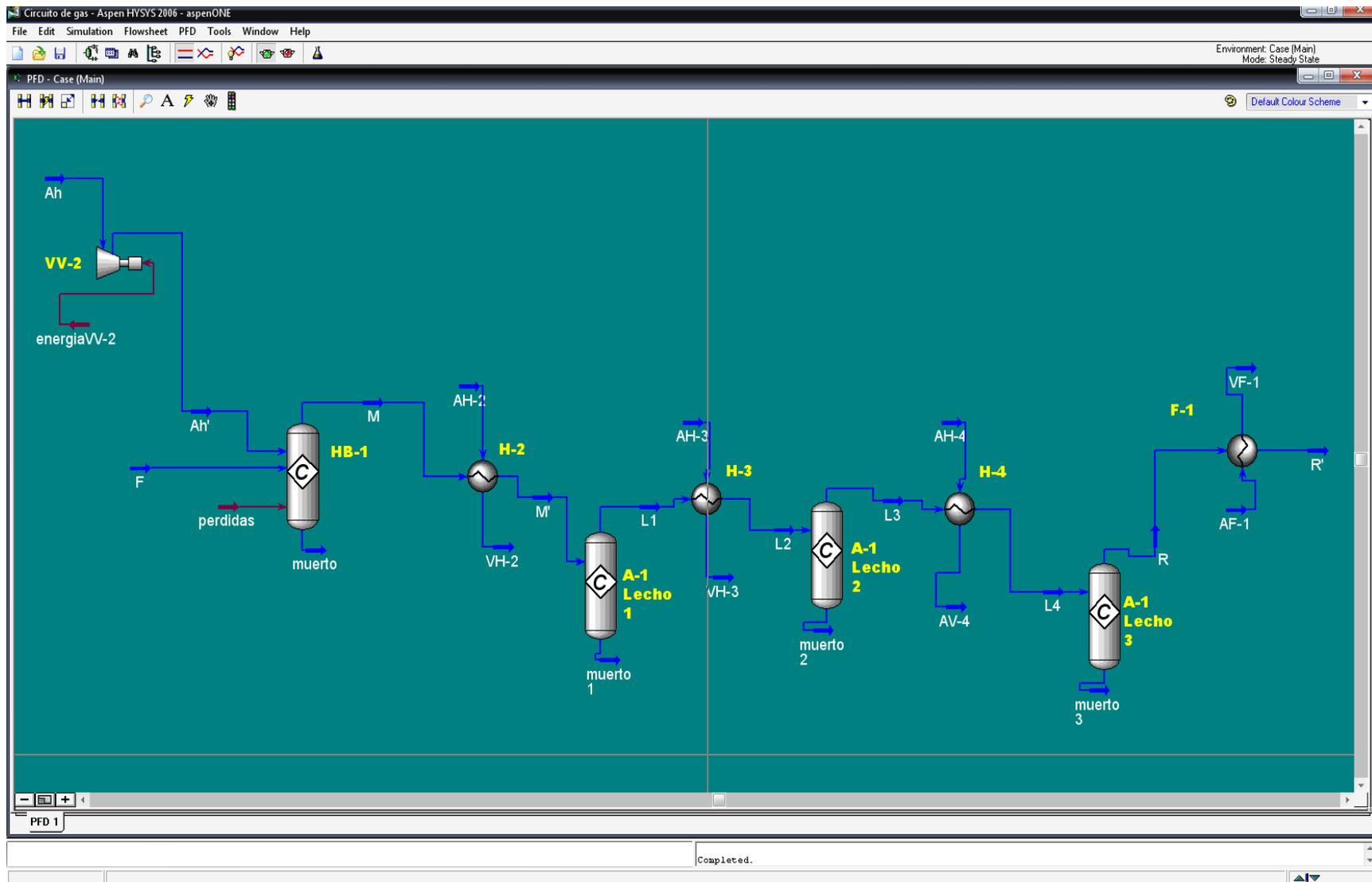


Figura 4.16. Diagrama de flujo correspondiente a la simulación del circuito de gas de la instalación 215 con tecnología WSA.

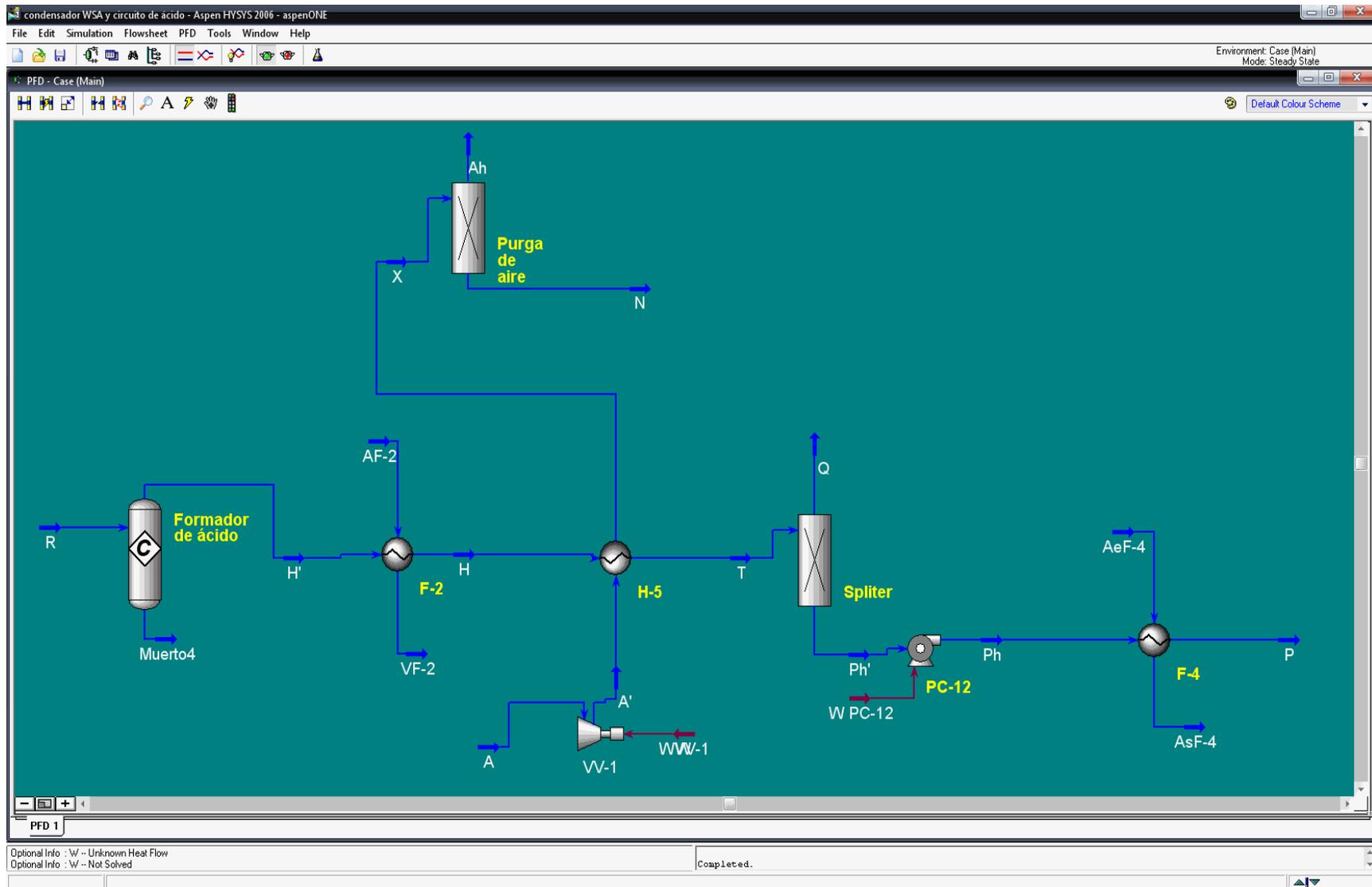


Figura 4.17. Diagrama de flujo correspondiente a la simulación del circuito de ácido de la instalación 215 con tecnología WSA.

Para determinar la cantidad de cristales de cuarzo utilizados por lecho se siguió un criterio similar al manejado en la actualidad. Se utilizó un modelo de reactor de conversión idéntico al usado en la etapa de validación con la diferencia de que el número de lechos del convertidor se reduce a 3. Al observar los resultados de la simulación, se notó que las temperaturas a las salidas de cada lecho son relativamente bajas en comparación a las condiciones de operación del A-1 en la actualidad, a pesar de que la conversión es ligeramente mayor: la razón de esto es que el flujo másico de la corriente de proceso es mucho mayor en la tecnología WSA y su capacidad calorífica es prácticamente la misma, por tanto el calor generado en la reacción de conversión calienta una cantidad de materia mucho mayor, y el cambio de temperatura producido es menor.

Para la especificación del H-4 se cuenta con las condiciones de presión y temperatura del gas de proceso y la temperatura a la cual debe enfriarse. Además se cuenta con las condiciones del agua de enfriamiento y las condiciones del vapor generado por las calderas de vapor residual H-2 y H-3, que deben ser similares en esta caldera. Se fijó un diámetro de coraza similar al de H-3. En el caso del tipo de TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) se seleccionó la configuración AEL. Como se puede observar en la hoja de especificaciones del H-4, el número de tubos es menor que en el caso del H-2 y H-3, como consecuencia de que el ΔT requerido en esta caldera es menor, también es menor la cantidad de vapor generado debido a la misma razón.

Al respecto del condensador WSA, se utilizaron datos suministrados por el fabricante como: temperaturas de entrada y salida del gas de proceso y ácido condensado, diámetro de tubos, material y propiedades de los tubos, diámetro estándar de coraza, entre otros. Se eligió un tipo de TEMA AFL, con flujo a contra corriente, alimentación de la coraza por el tope y orientación vertical debido a los requerimientos del proceso. Como consecuencia del bajo calor específico del fluido frío (aire) y de la baja conductividad térmica las dimensiones del equipo son bastantes grandes, además fue necesario el uso de 3 intercambiadores en serie con las características señaladas en la hoja de especificaciones del equipo.

A continuación se presentan las hojas de especificaciones de los equipos nuevos y modificados, requeridos para la adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215:

Tabla 4.17. Hoja de especificaciones del VV-2.

TURBO-SOPLADOR VV-2	
	Descripción
Características del turbo-soplador	

Impulsa el aire a ser alimentado al condensador WSA.

Fluido: Aire

Presión de alimentación: 101,3 kPa.

Presión de descarga: 123,6 kPa.

Flujo másico máximo: 3×10^5 kg/h.

Humedad relativa del aire: 82%.

Caballaje del compresor: 2669,1 hp.

Ubicación: previo a la alimentación del condensador WSA.

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del A-1.

CONVERTIDOR A-1						
				Descripción		
				<p>Permite oxidar catalíticamente el gas de dióxido de azufre (SO₂) para formar gas trióxido de azufre (SO₃) que posteriormente producirá ácido sulfúrico (H₂SO₄).</p>		
Características de los lechos						
Lecho	Tipo de catalizador	Volumen de catalizador (m³)	Piedra de cuarzo superior (m³)	Piedra de cuarzo inferior (m³)	Caida de presión (kPa)	Temperatura de entrada (°C)
Lecho 1	VK-WSA 25 mm	8	1,4	1,4	0,5	400
	VK-WH 12mm	6	1,4	1,4		
	VK-WSA 12mm	8	1,4	2,1		
Lecho 2	VK-WSA 12mm	45	1,4	2,1	0,5	400
Lecho 3	VK-WSX 9mm	26	1,4	2,1	0,5	400

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del A-1 (CONTINUACIÓN).

CONVERTIDOR A-1 (CONTINUACIÓN)
Características del convertidor
Altura: 9 m.
Diámetro: 8,5 m.
Material del convertidor: acero inoxidable 304.
Flujo másico del gas: 254000 kg/h.
Tipo de catalizador: serie VK-WSA, de pentóxido de vanadio.
Forma de catalizador: tipo margarita.
Tipo de aislante: ladrillo refractario.
Ubicación: a la salida de la H-2 y previo al F-1.

Tabla 4.19. Hoja de especificaciones de la H-4.

CALDERA DE VAPOR RESIDUAL H-4			
	Descripción		
	Enfría los gases generados en el segundo lecho catalítico del convertidor para generar vapor de media presión.		
Características de la caldera de vapor residual			
Condiciones de proceso	Coraza	Tubos	
Fluido	agua	gas de proceso	
Flujo másico (kg/h)	4083,46	253118,63	
Frac. De vapor ^{entrada} / _{salida}	0 / 1	1 / 1	
Temp. (°C) ^{entrada} / _{salida}	206 / 350	433,3 / 400	
ΔP (kPa)	35	5	
Desempeño			
U global (kJ/m ² .h.°C)	128,5		
U*A (kJ/h.°C)	47394,29		
Area de transferencia (m ²)	368,79		
Geometría	Coraza	Tubos	
Tipo TEMA	AEL	Tipo	Liso
Díámetro (mm)	2025,65	Φ (mm)	50,8
Equipos en serie	1	Longitud (m)	4,41
Equipos en paralelo	1	Pitch (mm)	63,5
Orientación	Horizontal	Pasos	2
		N°	524
Ubicación: entre el segundo y tercer lecho del A-1			

Tabla 4.20. Hoja de especificaciones del H-5.

CONDENSADOR WSA H-5			
	Descripción		
	Condensa el ácido sulfúrico y el agua gaseosos provenientes del F-2, utilizando aire ambiental como fluido frío.		
Características del condensador WSA			
Condiciones de proceso	Coraza	Tubos	
Fluido	aire	Gas ácido de proceso	
Flujo másico (kg/h)	300000	253120,31	
Frac. de vapor ^{entrada} / _{salida}	1 / 1	1 / 0,969	
Temp. (°C) ^{entrada} / _{salida}	50,7 / 258,4	280 / 90	
ΔP (kPa)	22,24	5,375	
Desempeño			
U global (kJ/m ² .h.°C)	820,6		
U*A (kJ/h.°C)	3195481,62		
Area de transferencia (m ²)	3894,07		
Geometría	Coraza	Tubos	
Tipo TEMA	AFL	Tipo	Vidrio
Diámetro (mm)	4990	Φ (mm)	63,5
Equipos en serie	1	Longitud (m)	8,0
Equipos en paralelo	1	Pitch (mm)	55,0
Orientación	Vertical	Pasos	20
Ubicación: Luego del F-2		N°	2440

4.4.4 Determinación de la reducción de las emisiones de SO₂ con la adaptación de la tecnología WSA.

A fin de evaluar la factibilidad técnica de la adaptación tecnológica WSA, fue necesario determinar en qué magnitud se reducen las emisiones de SO₂. Para ello se utilizan los resultados de la simulación y se comparan con las emisiones promedio calculadas en el objetivo 2. Este porcentaje de reducción se muestra en la tabla 4.21.

Partiendo del concepto de partes por millón que dice que son los mg de sustancia que hay en cada kg de mezcla y usando la fracción en peso del SO₂ en los gases de chimenea, resultado de la simulación (ver apéndice C), se tiene que:

$$ppmSO_2 = X_{SO_2} \cdot 10^6;$$

Donde X_{SO_2} : fracción peso de SO₂.

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior se tiene:

$$ppmSO_2 = 3,548 \cdot 10^{-4} \cdot 10^6 = 354,8 \text{ ppm}$$

Tabla 4.21 Comparación de las emisiones de SO₂ de la instalación 215 y la adaptación de la tecnología WSA.

Emisiones de SO ₂ actuales (ppm)	Emisiones de SO ₂ con WSA (ppm)	% de reducción de emisiones de SO ₂
902,3	354,8	60,7

La reducción tan significativa en las emisiones de SO₂ a la atmosfera, se debe principalmente a dos razones fundamentales: la relación de aire alimentado al proceso es mayor utilizando la tecnología WSA, en consecuencia la concentración de sustancias distintas a las que componen el aire alimentado disminuye de manera apreciable. Por otro lado, la conversión de SO₂ a SO₃ en el convertidor catalítico pasa de 97,3 a 99,5% en la tecnología WSA (como consecuencia del aumento de la efectividad del catalizador) y esto minimiza la cantidad de SO₂ producido en el horno que no es aprovechado, aumentando la eficiencia del proceso de producción de ácido sulfúrico y minimizando su impacto ambiental. Esto indica que la propuesta de adaptación tecnológica es técnicamente factible pues satisface los requerimientos de la

empresa de aumentar la capacidad productiva de la planta al mismo tiempo de reducir significativamente el impacto ambiental de la misma.

4.5 DETERMINACIÓN DE LA FACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA ADAPTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA WSA A LA INSTALACIÓN 215

La primera etapa del estudio económico es definir el horizonte de planeación del proyecto de inversión. De acuerdo con Blanco (2003), el número de años de proyección del estudio no está relacionado con la magnitud de la inversión, por lo general, el lapso de estudio debe estar situado entre 5 y 10 años y este lapso dependerá de cuando la capacidad utilizada iguale a la capacidad instalada y dependerá de la penetración del producto en el mercado y la tecnología empleada para su producción. En este caso no fue necesario un estudio de mercado y la planta operará al tope de su capacidad instalada, razón por la cual se fijó el horizonte de planeación en el mínimo tiempo recomendado para verificar la recuperación de la inversión inicial, el cual es de cinco años. El horizonte de planeación seleccionado se muestra a continuación:

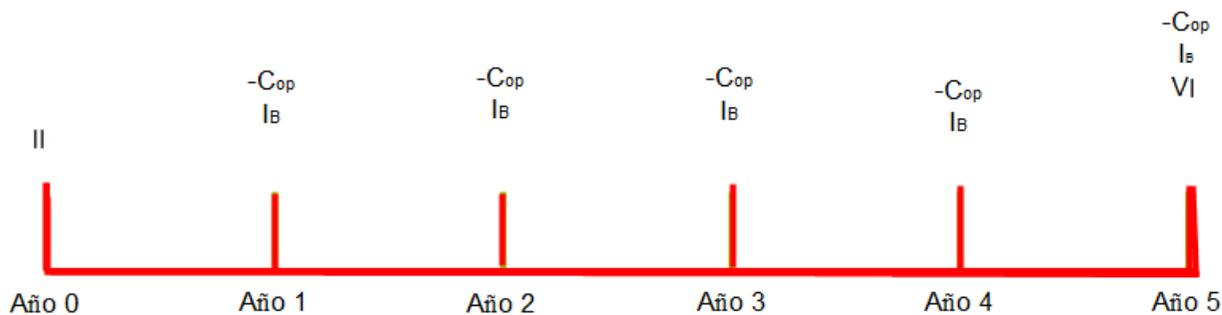


Figura 4.18. Horizonte de planeación para el estudio económico de la adaptación de la tecnología WSA

Partiendo de este horizonte de planeación se determinó la inversión inicial que se calculó a partir de la suma del capital fijo (tangibles e intangibles) y el capital de trabajo.

La inversión inicial requerida se muestra en la tabla 4.22. Los costos de los equipos fueron estimados a través de la herramienta proporcionada por Matche[®] en línea, utilizando las hojas de especificaciones que se encuentran en la sección previa

de este capítulo, mientras que el resto de los renglones de inversión fueron calculados utilizando ecuaciones que se muestran en detalle en el anexo B.

Tabla 4.22. Capital fijo necesario para adaptación de tecnología WSA.

	Equipo	Monto (US \$)
Costo de los equipos	Turbosoplador (VV-2)	6.800
	Convertidor (A-1)	644.250
	Caldera (H-4)	334.400
	Condensador WSA (H-5)	1.793.600
	Sub-total	2.779.050
Instalación de los equipos		833.715
Instalación de las tuberías		2.389.983
Activos fijos tangibles		6.002.748
Activos fijos intangibles		594.000
Capital de trabajo		989.512,2
Inversión inicial		7.586.260,2

Los ingresos brutos fueron estimados como la suma de los ingresos por concepto de la venta interna de ácido sulfúrico y la venta del vapor generado en el proceso. El precio de venta del ácido sulfúrico suministrado por los ingenieros de proceso es de US\$ 100/TM, mientras que el de vapor de presión media es de US\$ 8,766/TM. El número de días de labor de la instalación se mantiene como en la actualidad en 330 días/año. Estos ingresos, a lo largo de los años del horizonte de planeación, se mantuvieron constantes ya que se estimaron a partir de precios actuales

y no se tomó en cuenta un posible aumento en los mismos debido al corto plazo del horizonte de planeación establecido.

En cuanto a los costos operacionales, también se consideraron constantes a lo largo del período en estudio y fueron considerados los siguientes aspectos: materia prima, mano de obra, mantenimiento, laboratorios, seguro, administración, servicios básicos.

Una vez concluido el tiempo estipulado para el proyecto, se conoce que el valor en libros total de los equipos es US\$ 2.085.089. Esto es consecuencia de que el tiempo de vida de los equipos es mucho mayor al lapso utilizado como horizonte de planeación y en consecuencia ninguno de ellos alcanzó su vida útil.

Al conocer todos estos parámetros se calculó el ingreso neto gravable por año y en base a ello se estimó el impuesto sobre la renta a cancelar, utilizando un valor de unidad tributaria de Bs.F 55, tal como se muestra en el anexo B. En base a ello se calcularon los flujos monetarios anuales para el período seleccionado tal como se muestra en la tabla 4.23.

Al utilizar estos flujos monetarios, y aplicarle los indicadores de rentabilidad, tal como se muestra en el apéndice B, se obtienen los resultados mostrados en la tabla 4.24.

Como puede observarse en la tabla 4.24 el valor actual y el equivalente anual son considerablemente mayores a cero, en consecuencia y de acuerdo con Guigni y col., 2001, se obtiene un beneficio monetario en equivalente en el momento de realizada la inversión. Los valores tan altos de estos indicadores de rentabilidad se deben a los flujos monetarios tan grandes en comparación a la magnitud de la inversión inicial realizada, como consecuencia de que la mayoría de los equipos que utilizaría la adaptación tecnológica ya son propiedad de la empresa y solo se requiere adquirir una cantidad muy pequeña, lo que representa una inversión relativamente pequeña.

Tabla 4.23 Flujos monetarios del proyecto de inversión de adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215.

Año	0	1	2	3	4	5
Capital fijo	-6.596.748	0	0	0	0	0
Capital de trabajo	-989.512	0	0	0	0	989.512
Ingresos brutos	0	295.465.130	295.465.130	295.465.130	295.465.130	295.465.130
Costos operacionales	0	22.653.973	22.653.973	22.653.973	22.653.973	22.653.973
Impuesto sobre la renta	0	2.243.091	2.243.091	2.243.091	2.243.091	2.243.091
Valor en libros	0	0	0	0	0	2.085.089
Flujo monetario	-7.586.260	4.649.448	4.649.448	4.649.448	4.649.448	7.724.049

Tabla 4.24. Indicadores de rentabilidad del proyecto de inversión.

Indicadores de rentabilidad	
Valor actual (\$)	8.635.191,59
Equivalente anual (\$)	2.707.201,644
Tasa interna de retorno (%)	54,27
Tiempo de pago (meses)	20

En cuanto a la tasa interna de retorno, es claramente mucho mayor a la tasa mínima de rendimiento actual 17,14%, de acuerdo con el Banco Central de Venezuela (BCV). Esta alta rentabilidad es consecuencia igualmente de la gran magnitud de los flujos monetarios anuales en comparación con la inversión inicial y de acuerdo con los expertos del área, este es un comportamiento habitual de los indicadores de rentabilidad de proyectos de inversión donde se hacen mejoras a procesos existentes que implican una pequeña inversión y un gran beneficio. Es de resaltar que de acuerdo al tiempo de pago, la inversión se recuperaría en solo 20 meses, como consecuencia de lo antes expuesto.

CONCLUSIONES

- Del diagnóstico realizado a los principales equipos de la instalación 215 se pudo determinar que los mismos funcionan de manera adecuada y dentro de las condiciones normales de operación.
- Las emisiones promedio de SO₂ a la atmosfera se encuentran por debajo de los límites exigidos por la legislación venezolana para el período de tiempo estudiado, sin embargo, existen emisiones diarias fuera del límite y en los meses de abril de 2006 y febrero de 2008 las mismas se encuentran por encima del máximo permitido.
- La tecnología WSA utiliza la mayoría de los equipos existentes en la instalación 215, a pesar de ello, requiere de varios equipos nuevos y de la modificación del convertidor.
- La adaptación de la tecnología WSA es técnicamente factible ya que disminuye de manera considerable las emisiones del SO₂ a la atmosfera al mismo tiempo que permite aumentar la producción de la planta.
- La adaptación de la tecnología WSA en la instalación 215 produce beneficios económicos considerables tal como lo demuestran los indicadores económicos calculados, lo que permite aseverar que es económicamente viable y altamente rentable.

RECOMENDACIONES

- Fabricar un tanque de azufre independiente para la instalación 215, de modo de poder realizar el mantenimiento adecuado al sistema de vapor de calefacción del azufre para ajustar y controlar de manera más adecuada su temperatura.
- Realizar mediciones continuas de la humedad ambiental, de modo de garantizar el completo aprovechamiento del SO_3 producido en el convertidor.
- Realizar un estudio cinético de la reacción de conversión de SO_2 utilizando catalizadores de la serie VK-WSA de manera de modelar el convertidor como reactor cinético.
- Estudiar la posibilidad de adaptar la tecnología de doble condensación WSA, de manera de aumentar la conversión global y disminuir aun más las emisiones de SO_2 .
- Evaluar la implementación de lavadores de gases con peróxido de hidrógeno en la chimenea a fin de maximizar la conversión global.

BIBLIOGRAFÍA

1. **AEA. TECHNOLOGY.** “*Thermodynamics and HYSYS*”. Documento electrónico. AEA Technology 2000.
2. **ARAMENDI, Y.** “*Mejora del sistema de manejo y tratamiento de efluentes del área de fosfatados del Complejo Petroquímico Morón*”. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Venezuela 2006.
3. **ARIAS, M.** “Simulación de un convertidor catalítico de la planta de ácido sulfúrico de Servifertil”. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Venezuela 2001.
4. **BALENO B., BOLES G., LOONEY B., TETLOW, J.** “*Eliminadores de neblina: la adecuada selección de materiales puede reducir costos de mantenimiento y aumentar la vida útil de los mismos*”. Chemical Engineering, enero 2008, Páginas 30- 37.
5. **Banco Central de Venezuela** [2009]. “*Tasas Activas y Pasivas*” [Página web en línea]. Disponible en: <http://www.bcv.org.ve>.
6. **BLANCO, A.** “*Formulación y Evaluación de Proyectos*”. 3ª Edición. Editorial Tropicos. Venezuela 2003.
7. **BORGELT, B. V.** [2000]. “*Evaluación de opciones para el control de emisiones de dióxido de azufre en el Monte Isa*”. Consultant Metallurgical Engineer. [Documento en línea]. Disponible en: www.epa.qld.gov.au/publications/p00202.pdf.
8. **BRANAN, C.** “*Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico*”. 2ª Edición. Editorial Mc Graw – Hill. México 2000.

9. **CABALLERO, L.** “*Introducción a la catálisis heterogénea*”. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería. Colombia 2002.
10. **CHRISTENSEN, T.** “*WSA technology for treatment of H₂S and SO₂ gases producing sulphuric acid including acid production based on molten sulphur*”. Documento electrónico. Haldor Topsoe. Marzo 2008.
11. **CONROY E.** “*Manufacture of acid*”. American Chemical Society. USA 1984.
12. **GEANKOPLIS, J.** “*Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*”. 3ª Edición. Editorial Cecsca. México 1998.
13. **GUIGNI, L., ETTEGUI, C., GONZALEZ, I., y GUERRA V.** “*Evaluación de Proyectos de Inversión*”. 2ª Edición Corregida. Editado por Universidad de Carabobo. Venezuela 2001.
14. **GUTHRIE, H.** “*Chemical Engineering*”. Vol 115, N° 7. Editorial Access Intelligence. Julio 2008.
15. **HAPPEL, J. y JORDAN, D.** “*Economía de los Procesos Químicos*”. 1ª Edición. Editorial Reverté S.A. México 1989.
16. **HIMMELBLAU, D.** “*Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química*”. 6ª Edición. Editorial Prentice Hall. España 1997.
17. **LEITHOLD, L.** “*El Cálculo*”. 7ª Edición. Editorial Oxford University Pres. México 1998.
18. **McCABE, W; SMITH J. y HARRIOT, P.** “*Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*”. 6ª Edición. Editorial Mc Graw - Hill. México 2002.

19. **MONGOMERY, D. y RUNGER, G.** “*Probabilidad y Estadísticas Aplicadas a la Ingeniería*”. 1ª Edición. Editorial Mc Graw – Hill. México 1996.
20. **OUTOKUMPU** [2004]. “*Sulfuric acid plants*”. Brochure distributed at sulphur 2004 conference, Barcelona. [Documento en línea]. Disponible en: www.outokumpu.com.
21. **OUTOKUMPU** [2005]. “*Latest Developments in Sulfur Burning Sulfuric Acid Plants*”. Brochure distributed at 29 th Annual Clearwater Conference (AIChE), Clearwater, Florida. [Documento en línea]. Disponible en: www.outokumpu.com.
22. **PALACIOS, J. y TORREALBA, K.** “*Determinación de la factibilidad técnico – económica de la obtención de ácido fosfórico vía MCP y evaluación de su uso en la fabricación del tripolifosfato de sodio (TPF) y urea fosfato (Urfos), en la empresa TRIPOLIVEN C.A.*”. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Venezuela 2006.
23. **PEQUIVEN.** “*Manual de ingeniería de procesos de la instalación 215*”. Venezuela 1990.
24. **PEQUIVEN.** “*Manuales de Ingeniería de Procesos*”. Venezuela 1972.
25. **PÉREZ, Cathy y TORRES, Liana.** “*Lineamientos metodológicos para la redacción y elaboración del plan de trabajo*”. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Venezuela 2005.
26. **PERRY, R. y GREEN, D.** “*Manual del Ingeniero Químico*”. 7ª Edición. Editorial Mc Graw Hill. México 2001. Tomo I y III.
27. **PETERS, M. y TIMMERHAUS, K.** “*Plant Desing and Economics for Chemical Engineers*”. 4ª Edición. Editorial Mc Graw Hill. United States of America 1991.

28. **SANDER, U.** “*Sulfur, sulfur dioxide and sulfuric acid*”. The British Sulphur Corporation Ltd. Editorial English A. I. More. Estados Unidos de Norteamérica 1984.
29. **SCENNA, N.** “*Modelado, simulación y optimización de procesos químicos*”. Universidad Tecnológica Nacional. Argentina 1999.
30. **WORLD INTELLECTUAL PROPERTY ORGANIZATION** [2008]. “*Process for the production of sulfuric acid.*” [Página web en línea]. Disponible en: [http://v3.espacenet.com/publicationDetails/originalDocument?CC=WO&NR=2008064698A1&KC=A1&FT=D&date=20080605&DB=&locale=.](http://v3.espacenet.com/publicationDetails/originalDocument?CC=WO&NR=2008064698A1&KC=A1&FT=D&date=20080605&DB=&locale=)

Apéndice A

Figuras resultado del tratamiento estadístico para el diagnóstico de los equipos de la instalación 215.

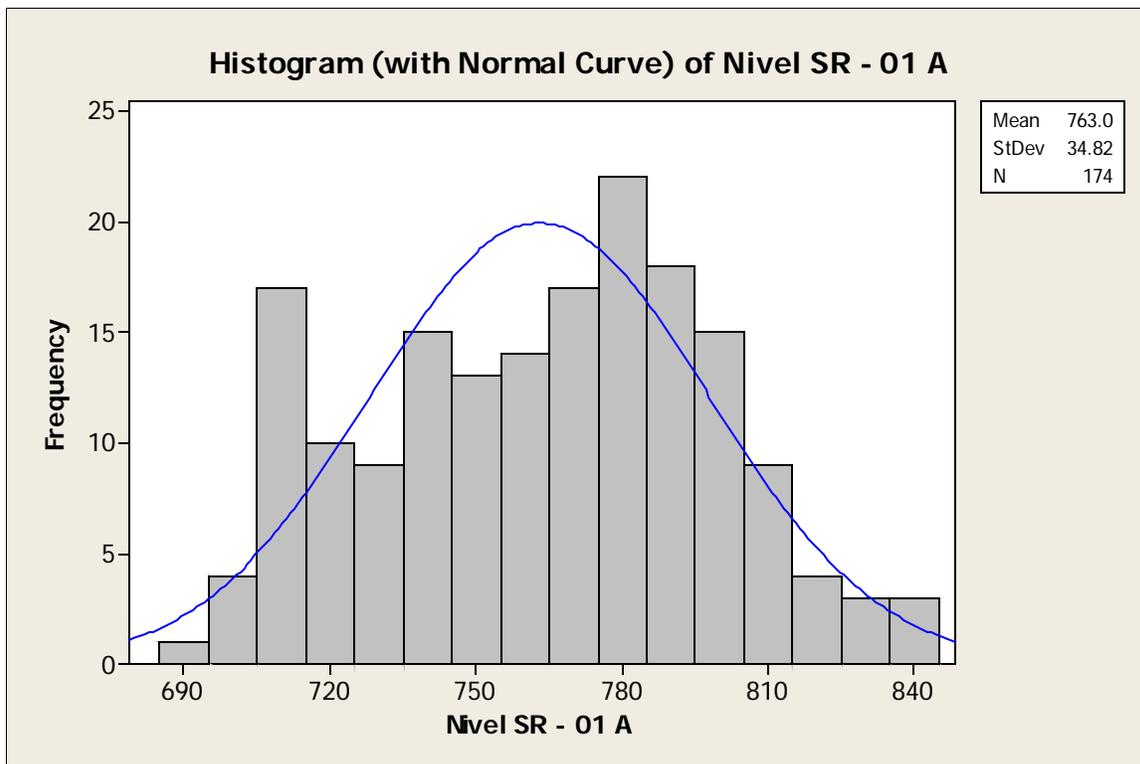


Figura A.1. Histograma de frecuencia correspondiente al nivel del SR-01A.

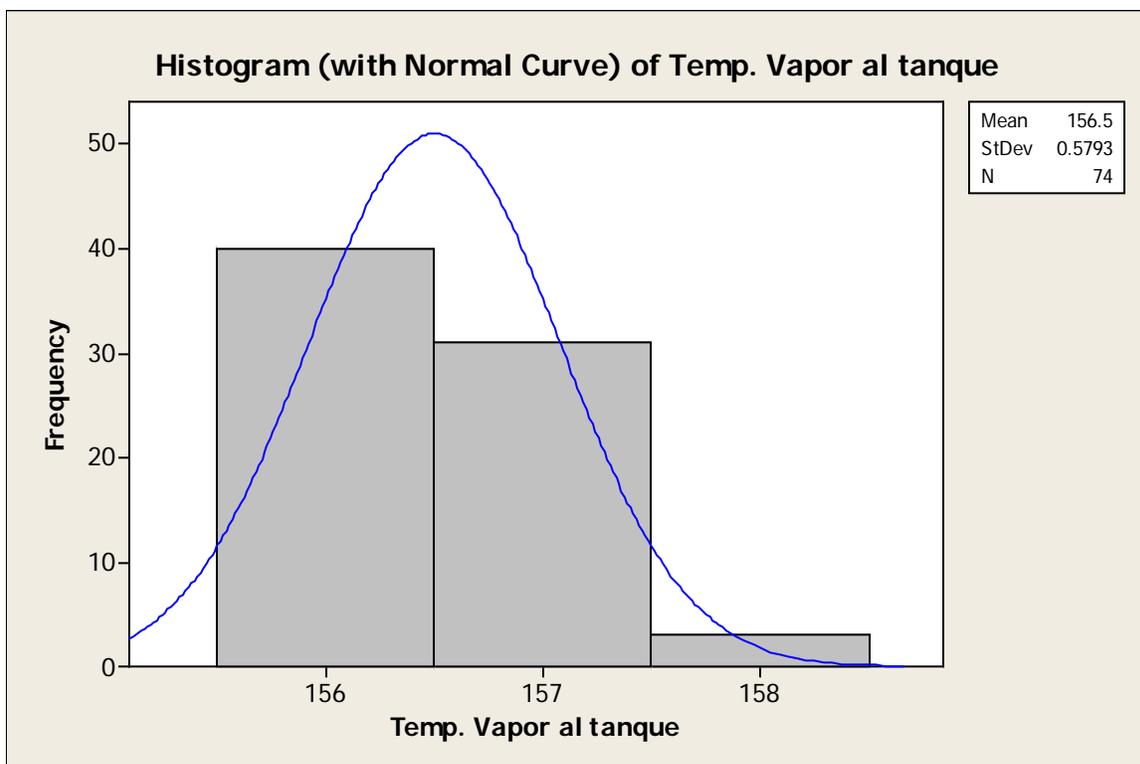


Figura A.2. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de vapor al SR-01A.

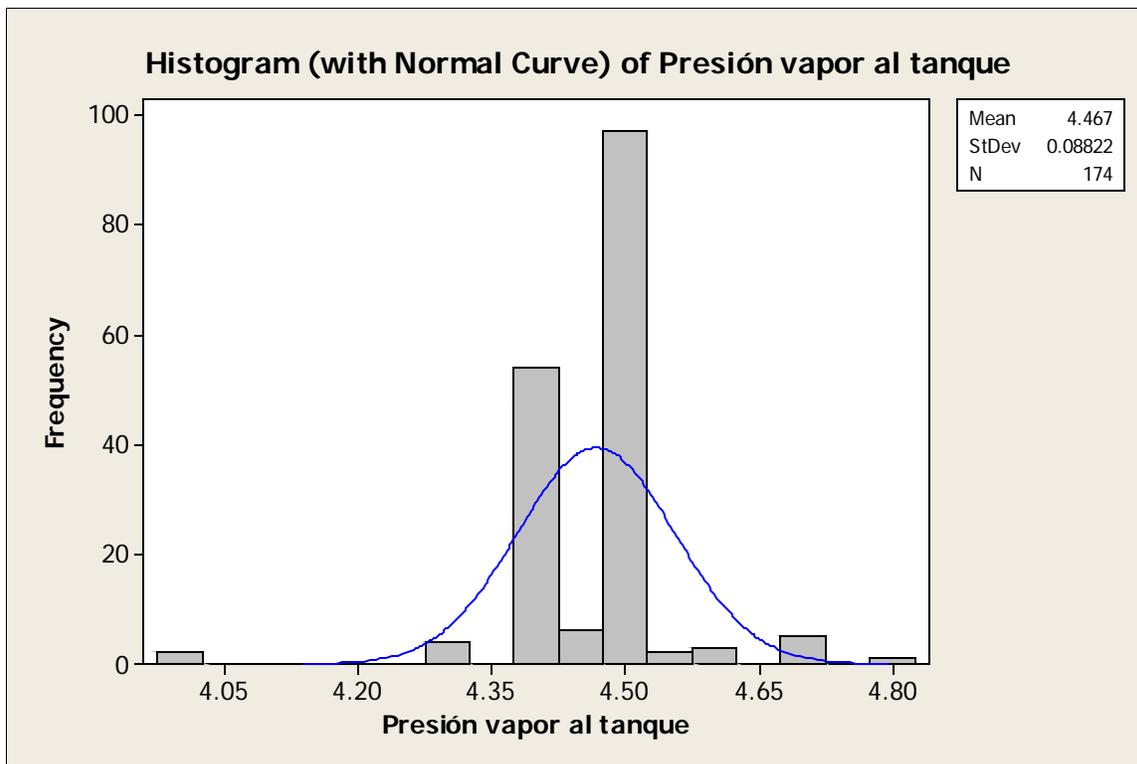


Figura A.3. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión de vapor al SR-01A.

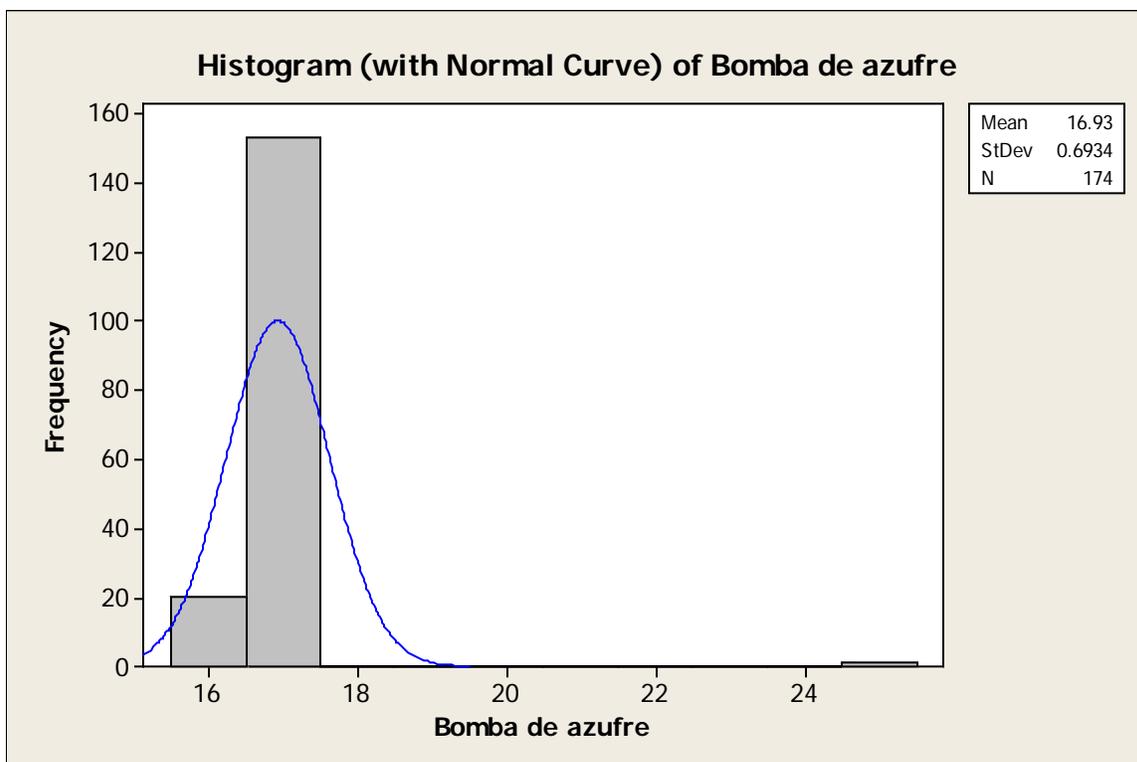


Figura A.4. Histograma de frecuencia correspondiente a la bomba de azufre del HB-1.

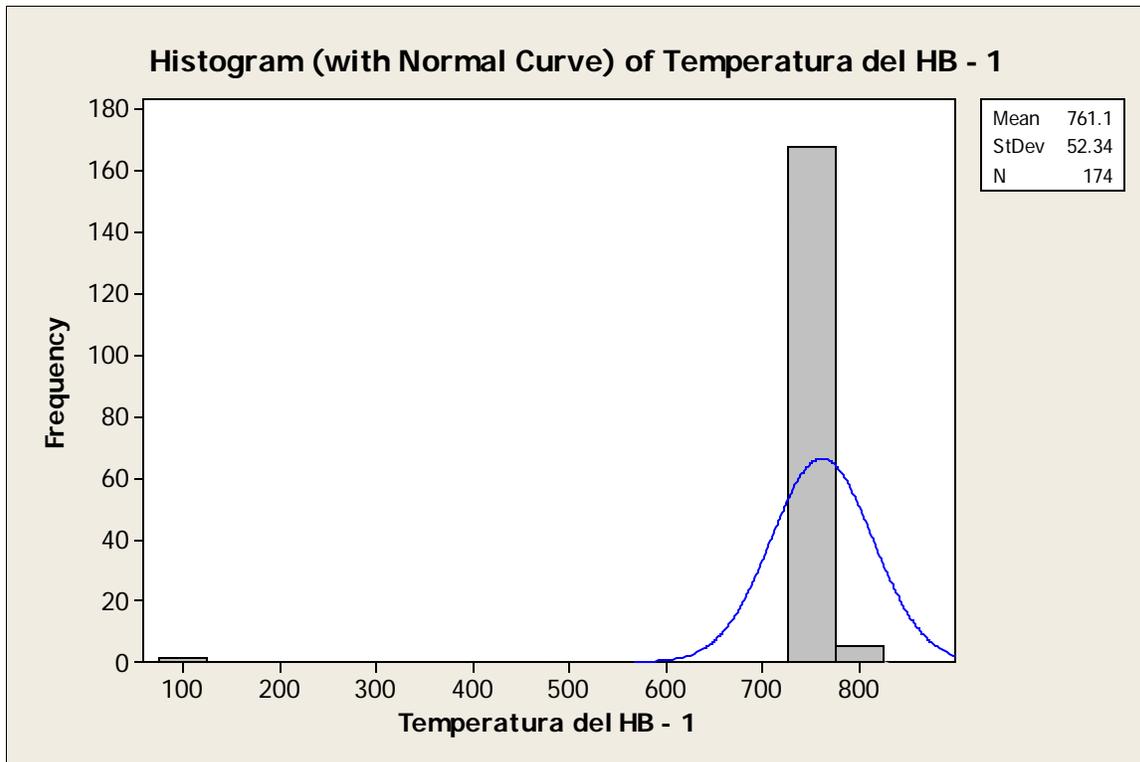


Figura A.5. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del HB-1.

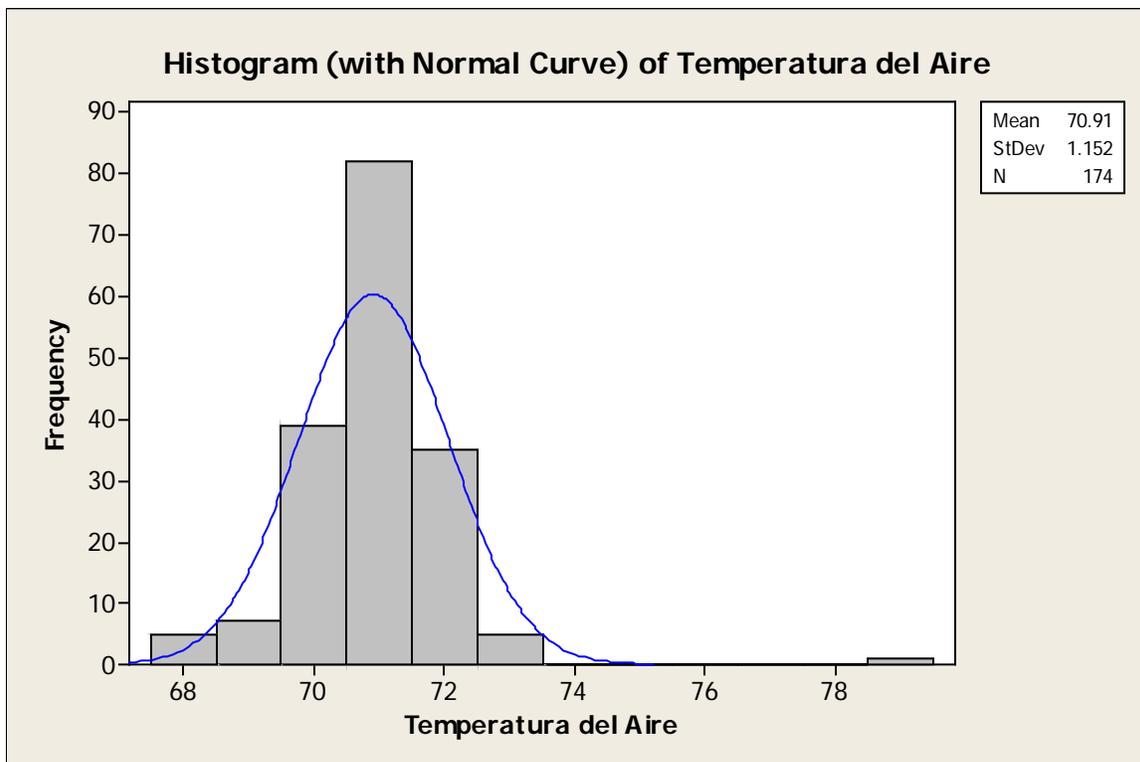


Figura A.6. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del aire alimentado al HB-1.

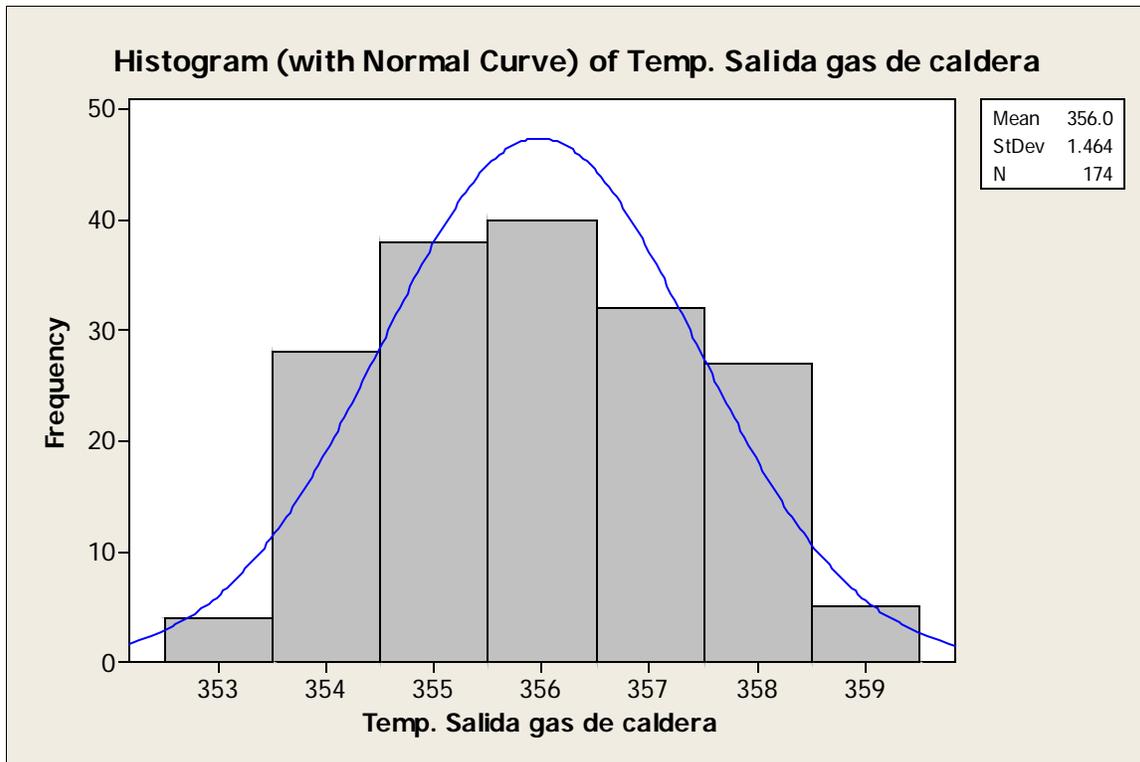


Figura A.7. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del gas de salida del HB-1.

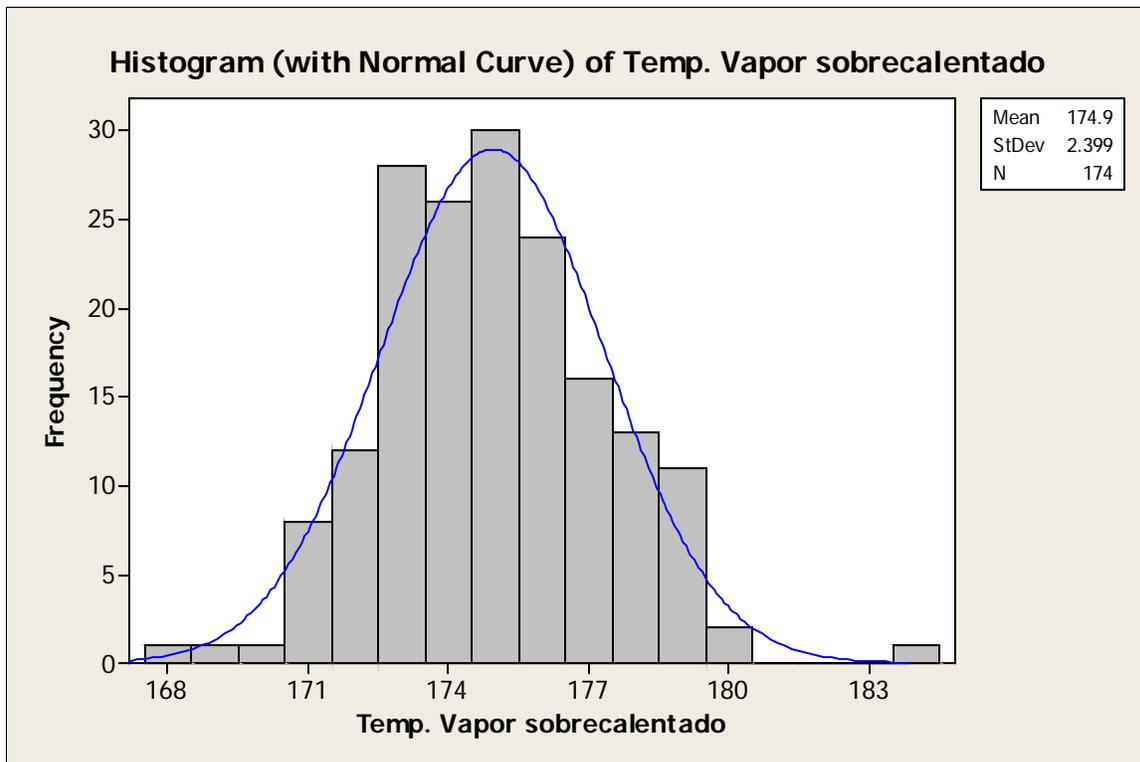


Figura A.8. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del vapor sobrecalentado generado en H-2.

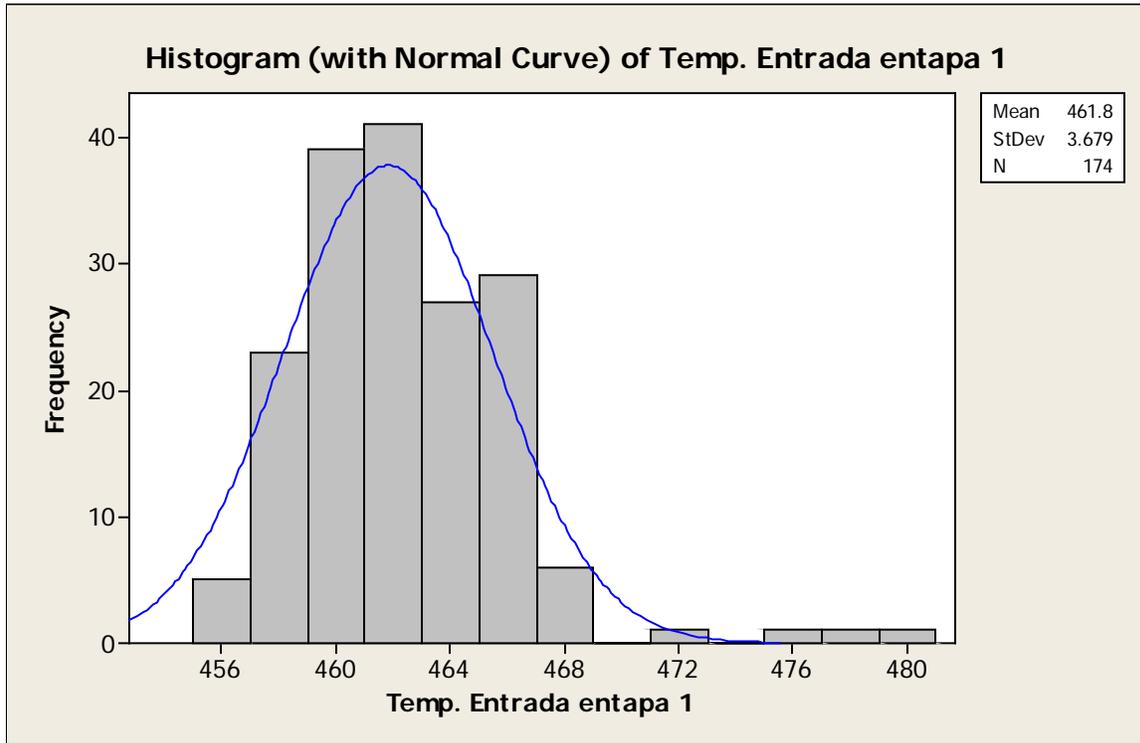


Figura A.9. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 1 del A-1.

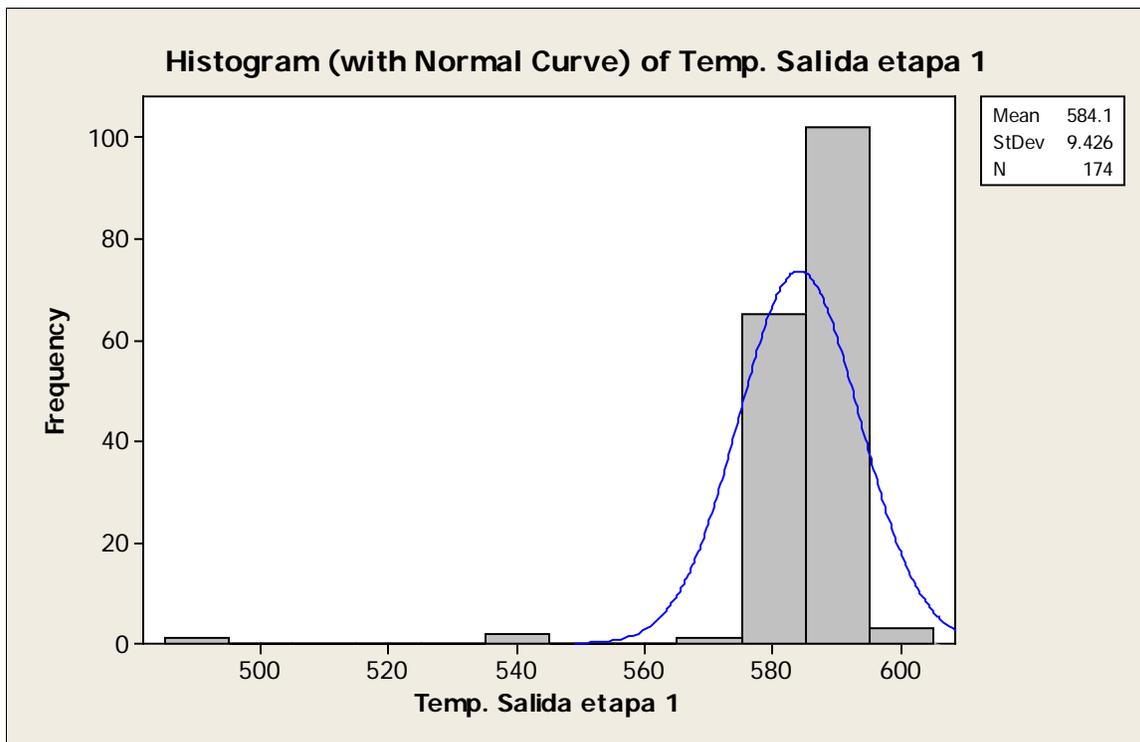


Figura A.10. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 1 del A-1.

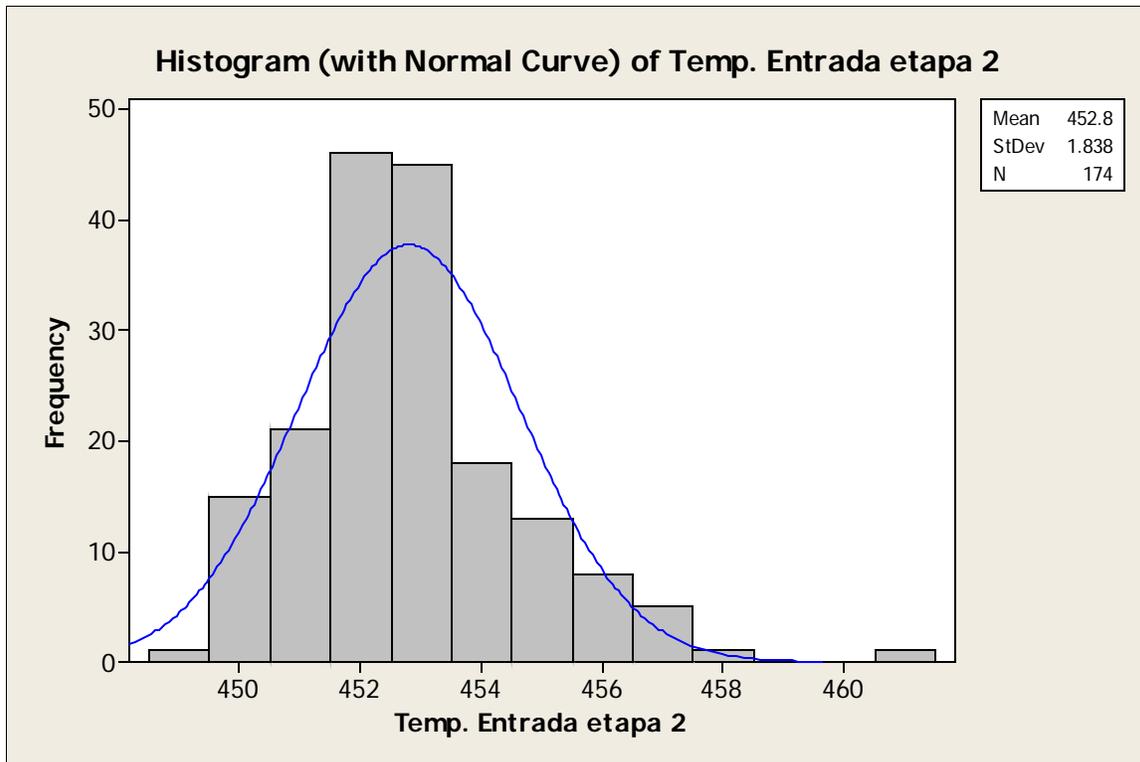


Figura A.11. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 2 del A-1.

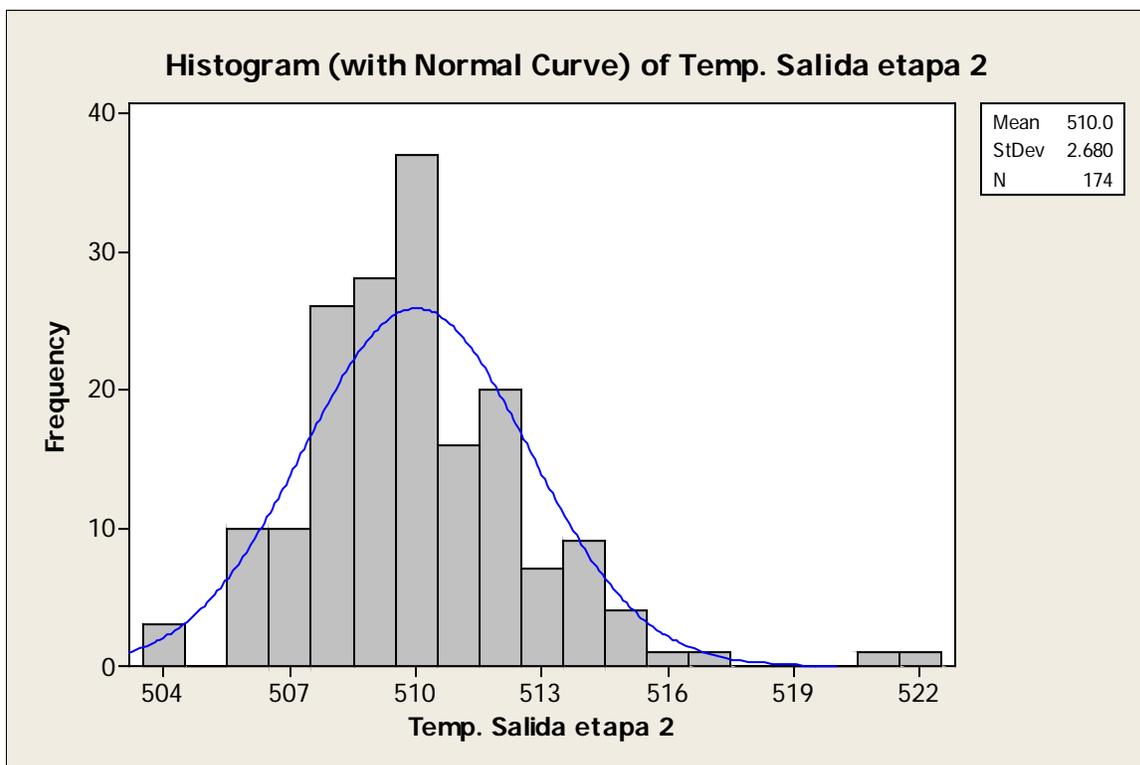


Figura A.12. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 2 del A-1.

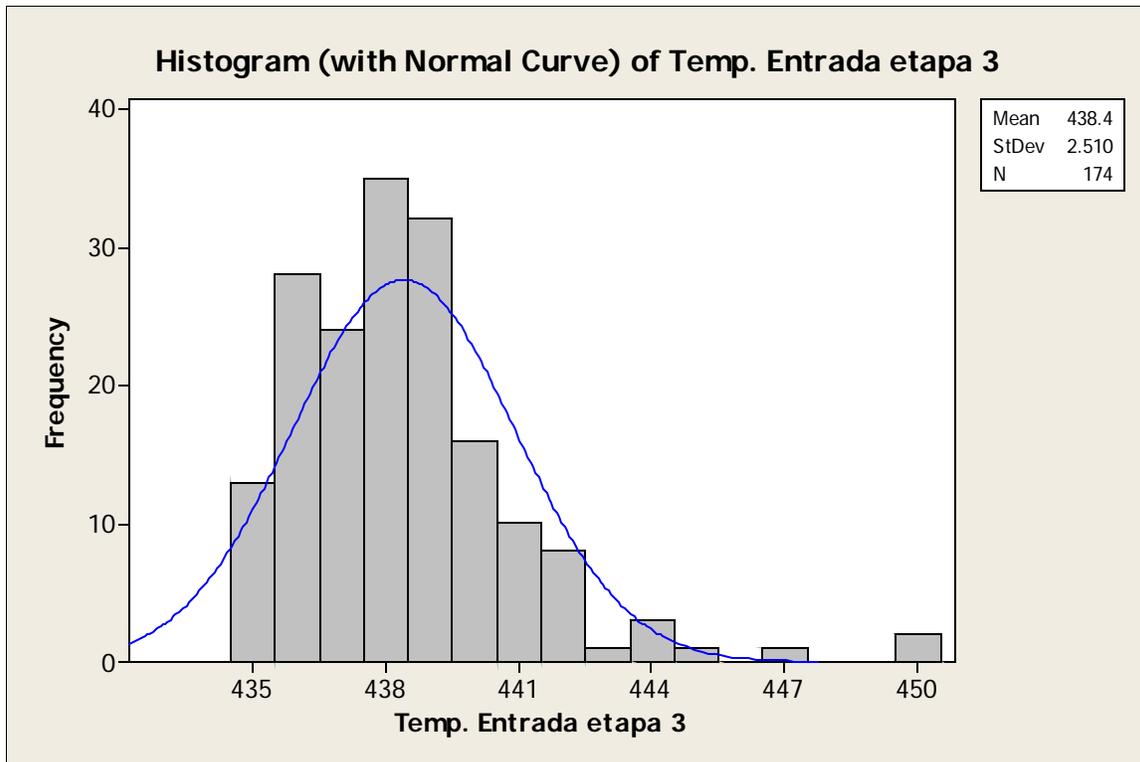


Figura A.13. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 3 del A-1.

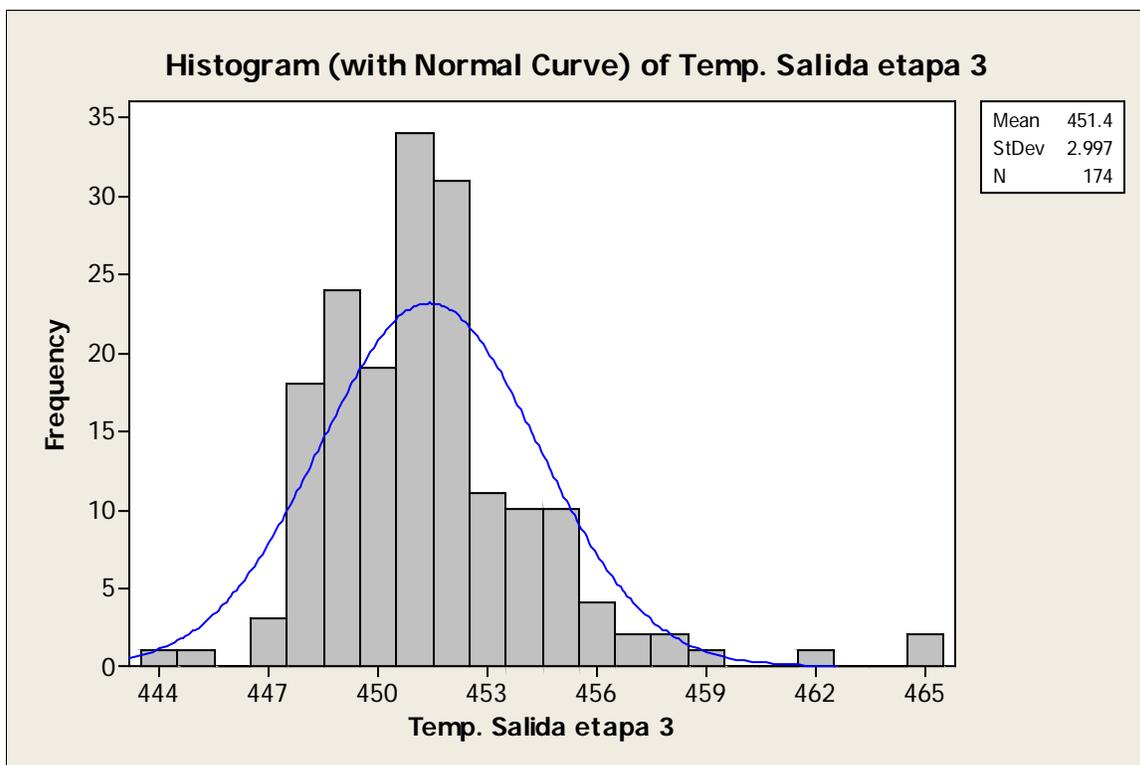


Figura A.14. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 3 del A-1.

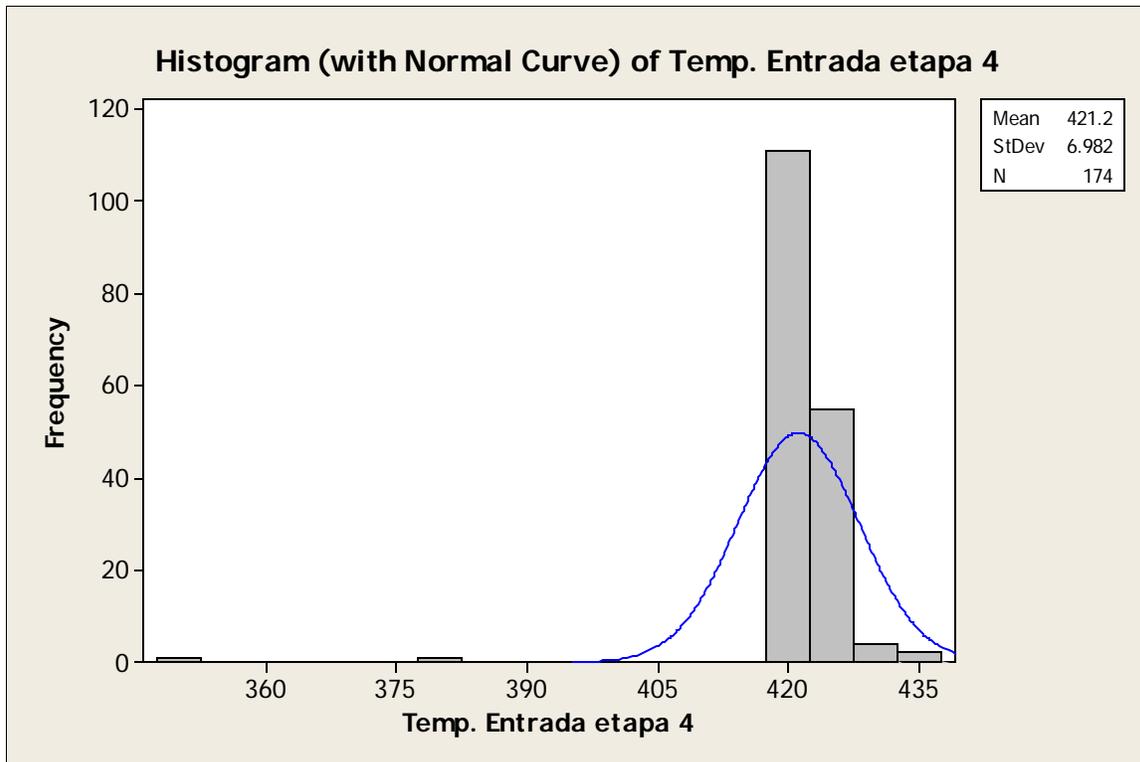


Figura A.15. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada a la etapa 4 del A-1.

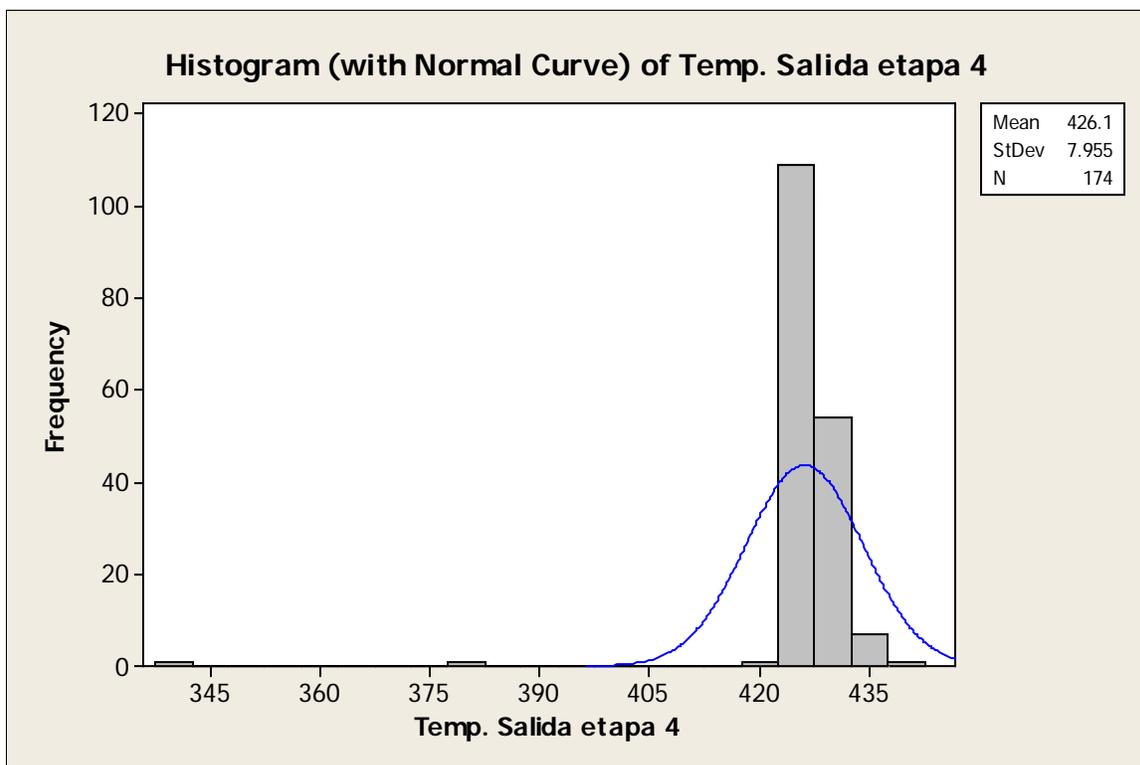


Figura A.16. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida de la etapa 4 del A-1.

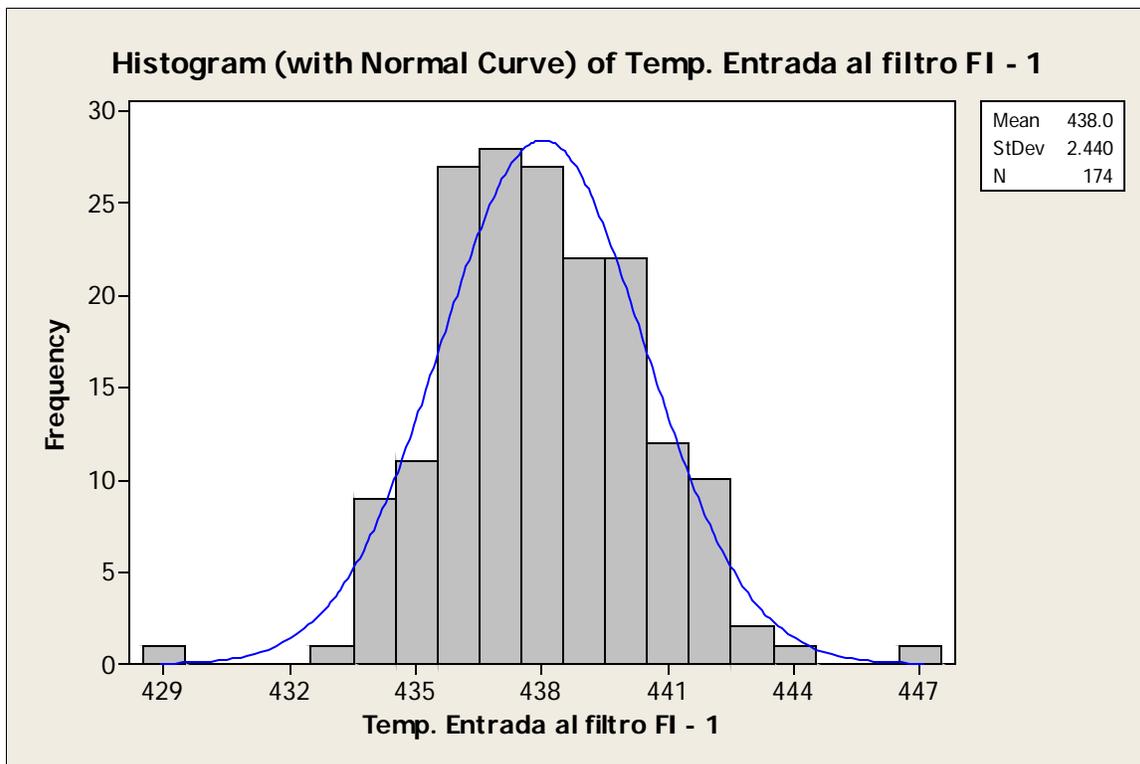


Figura A.17. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada al FI-1.

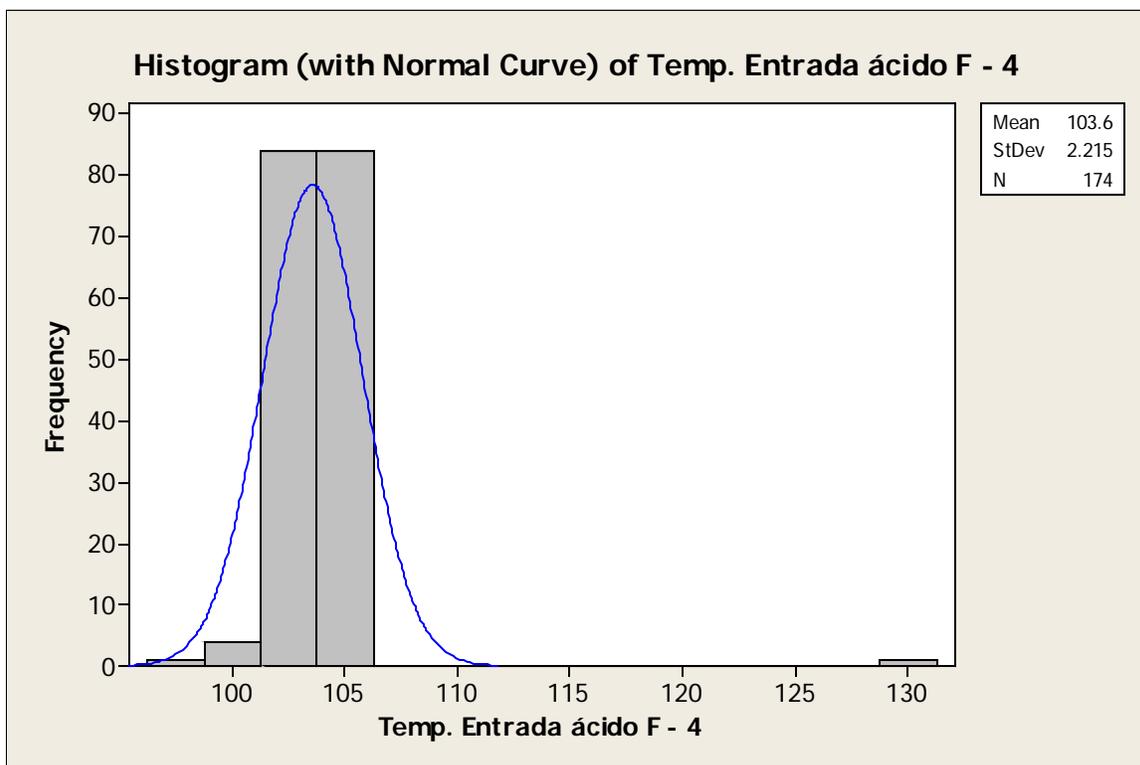


Figura A.18. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-4.

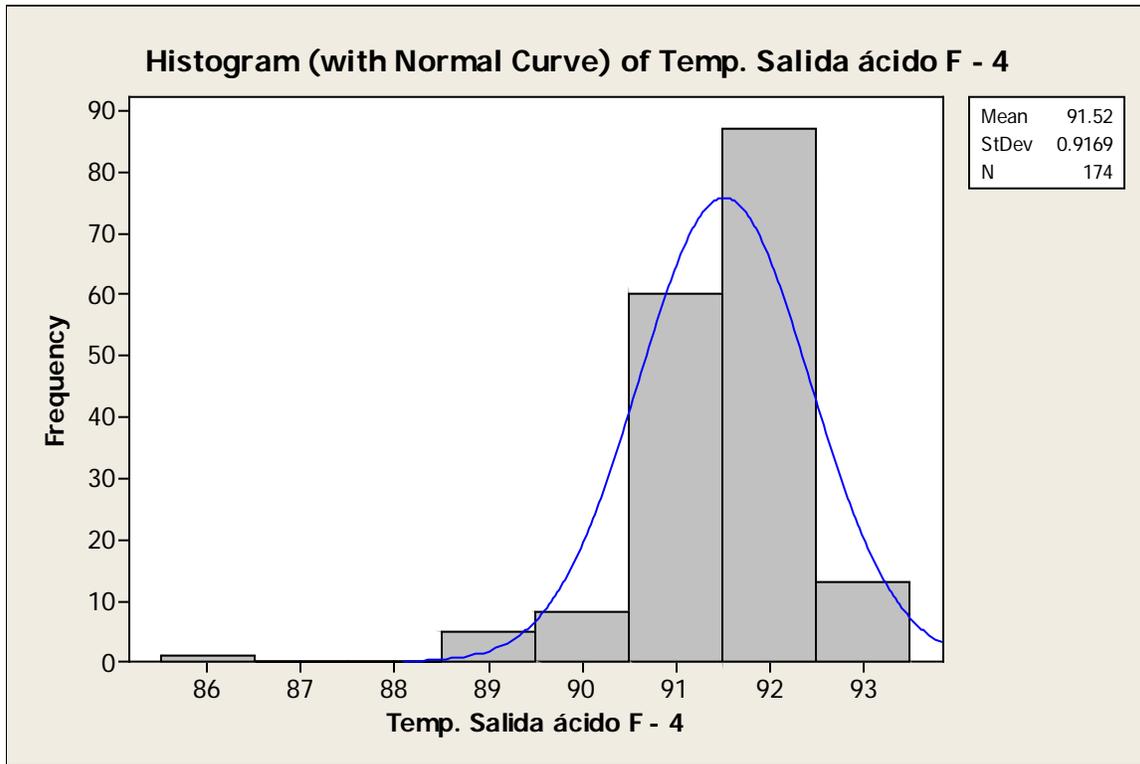


Figura A.19. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-4.

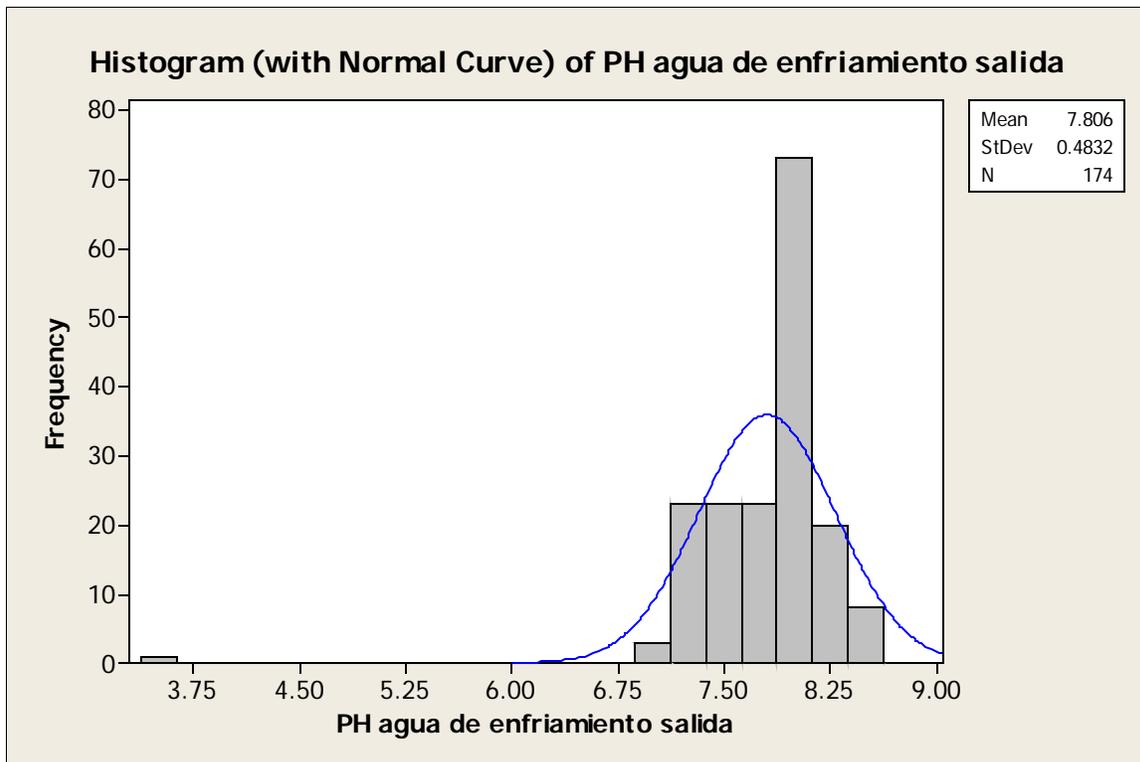


Figura A.20. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-4.

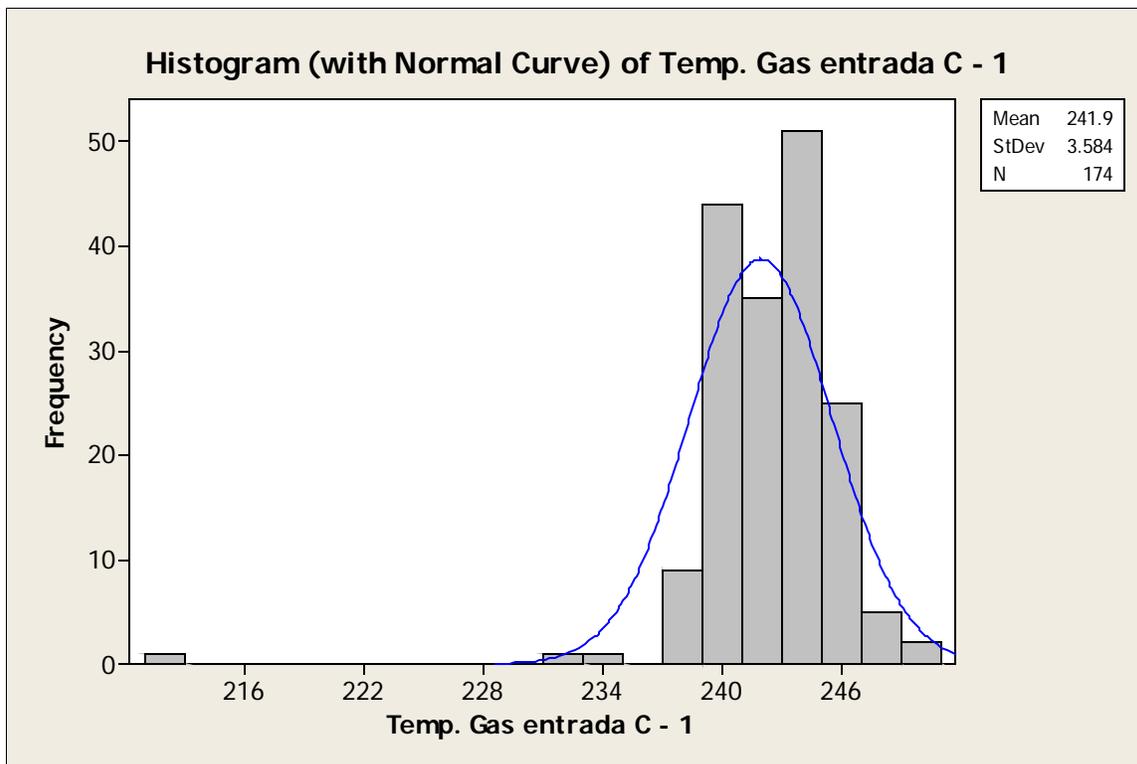


Figura A.21. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del gas a la C-1.

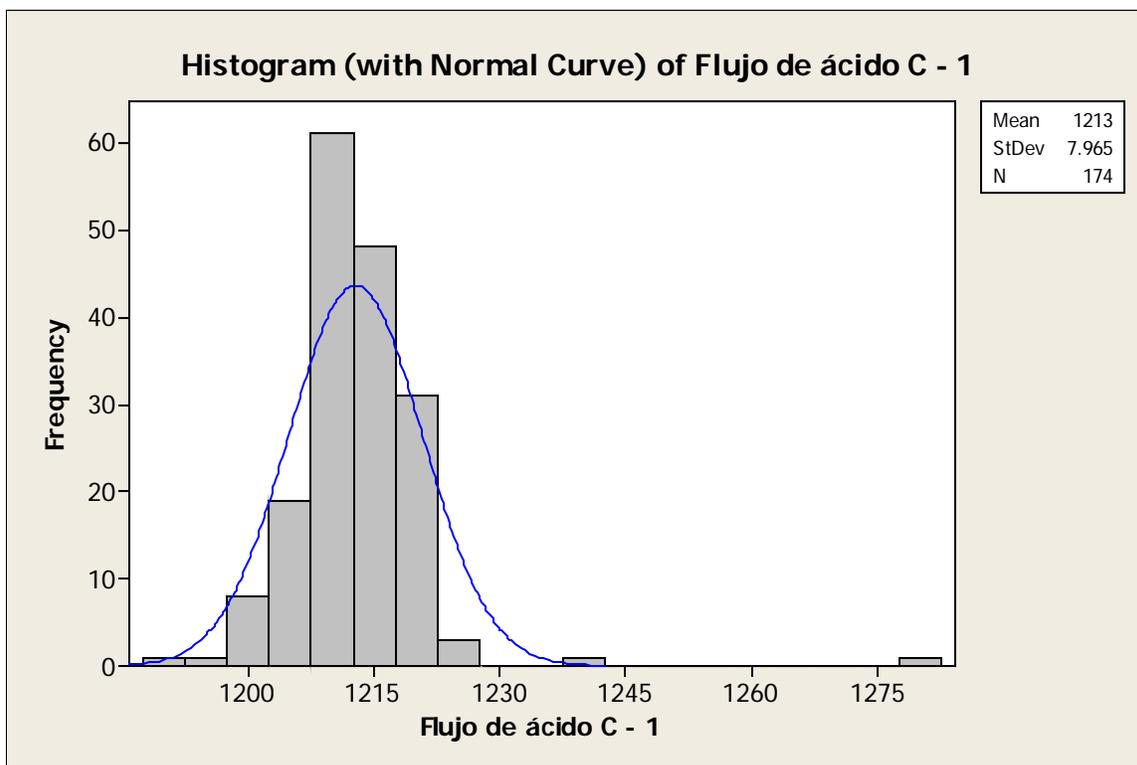


Figura A.22. Histograma de frecuencia correspondiente flujo de ácido en la entrada a la C-1.

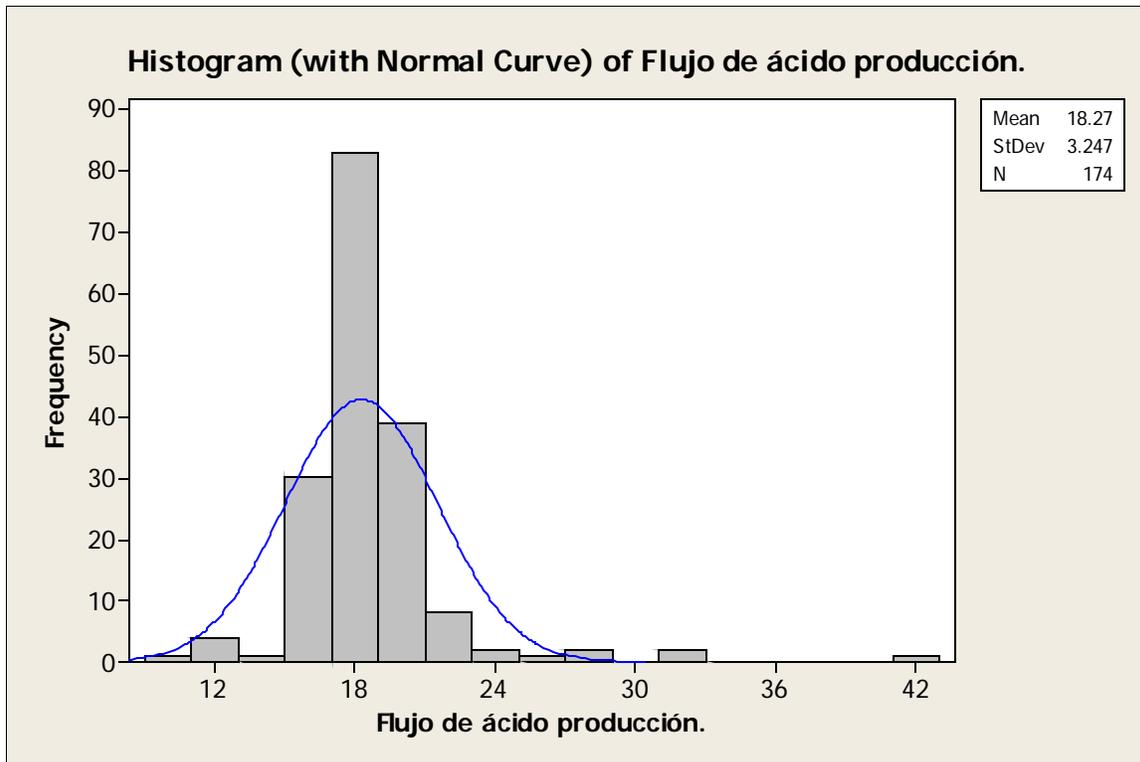


Figura A.23. Histograma de frecuencia correspondiente flujo de ácido de producción.

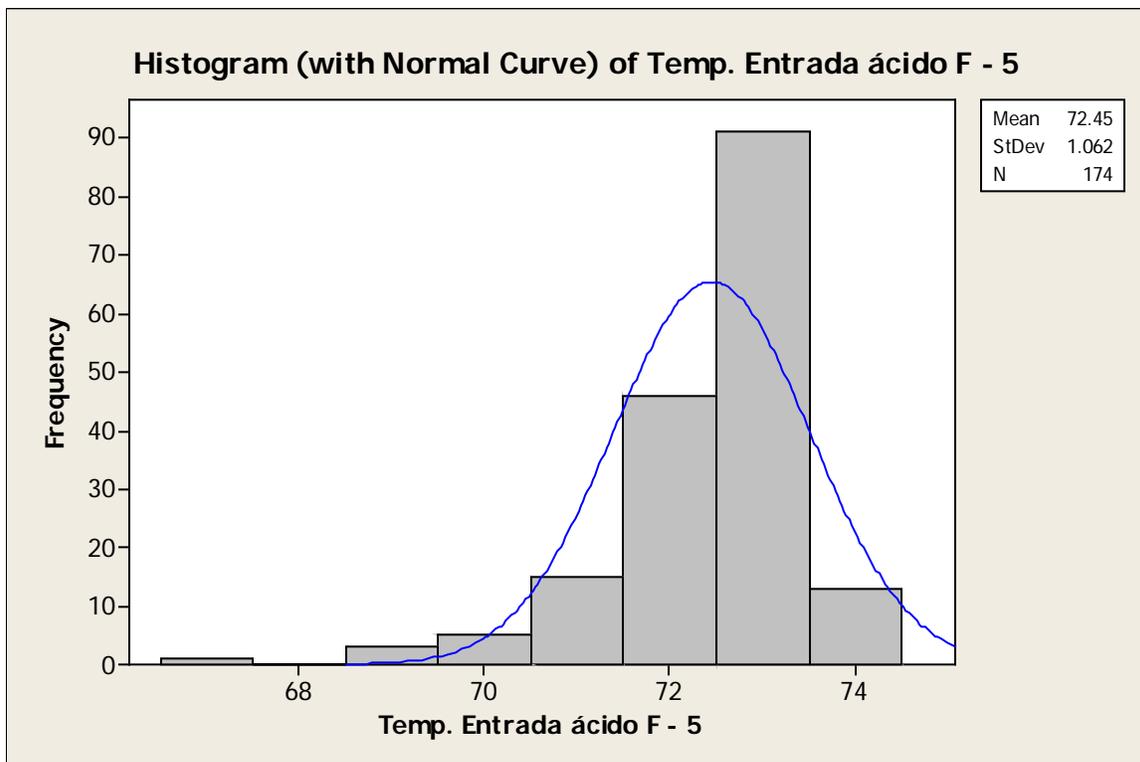


Figura A.24. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-5.

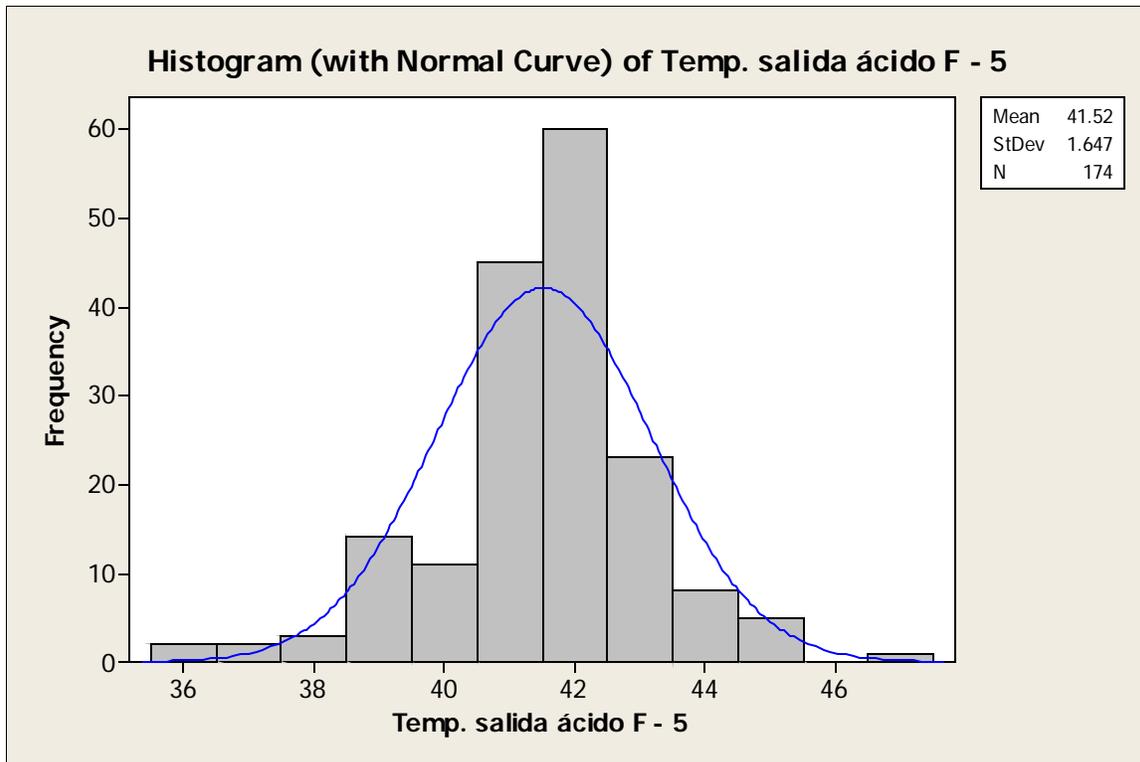


Figura A.25. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-5.

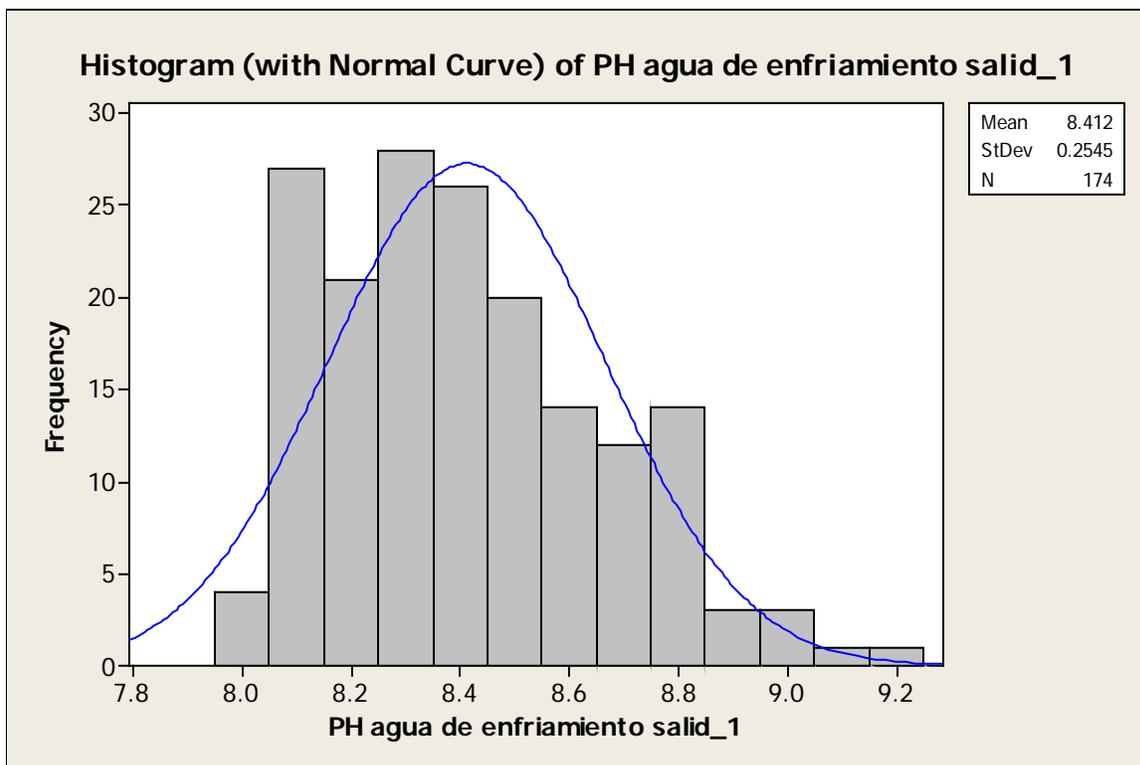


Figura A.26. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-5.

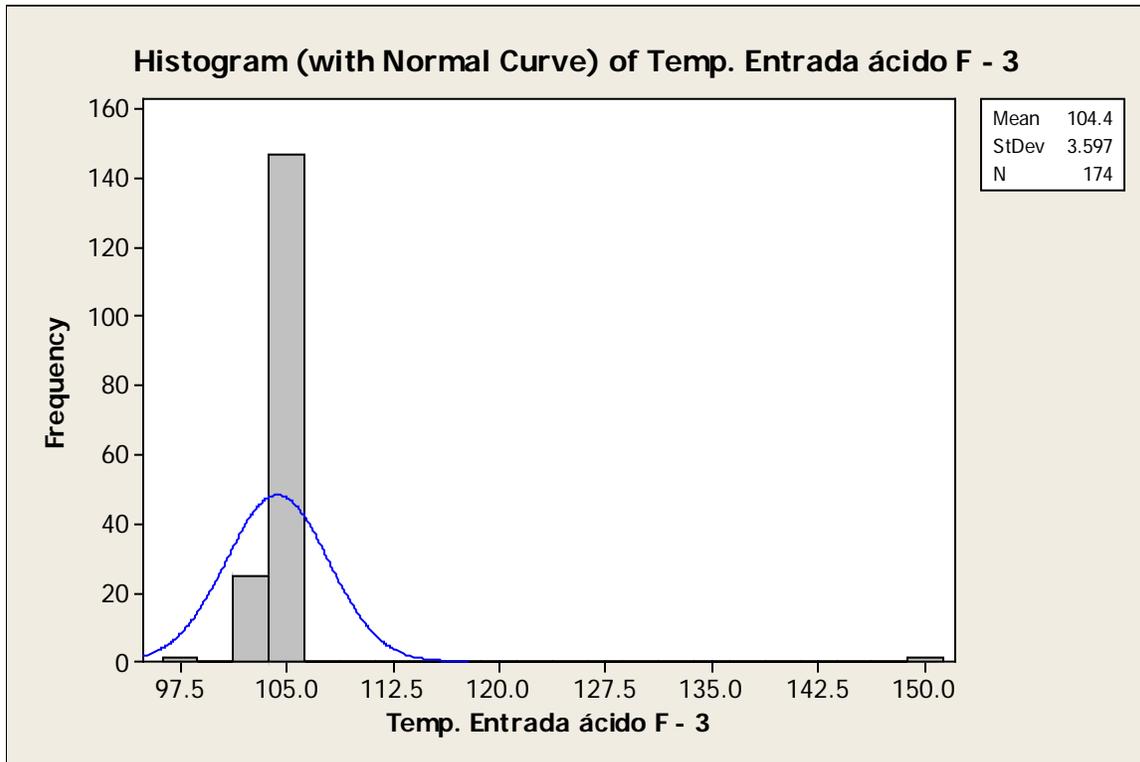


Figura A.27. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de entrada del ácido al F-3.

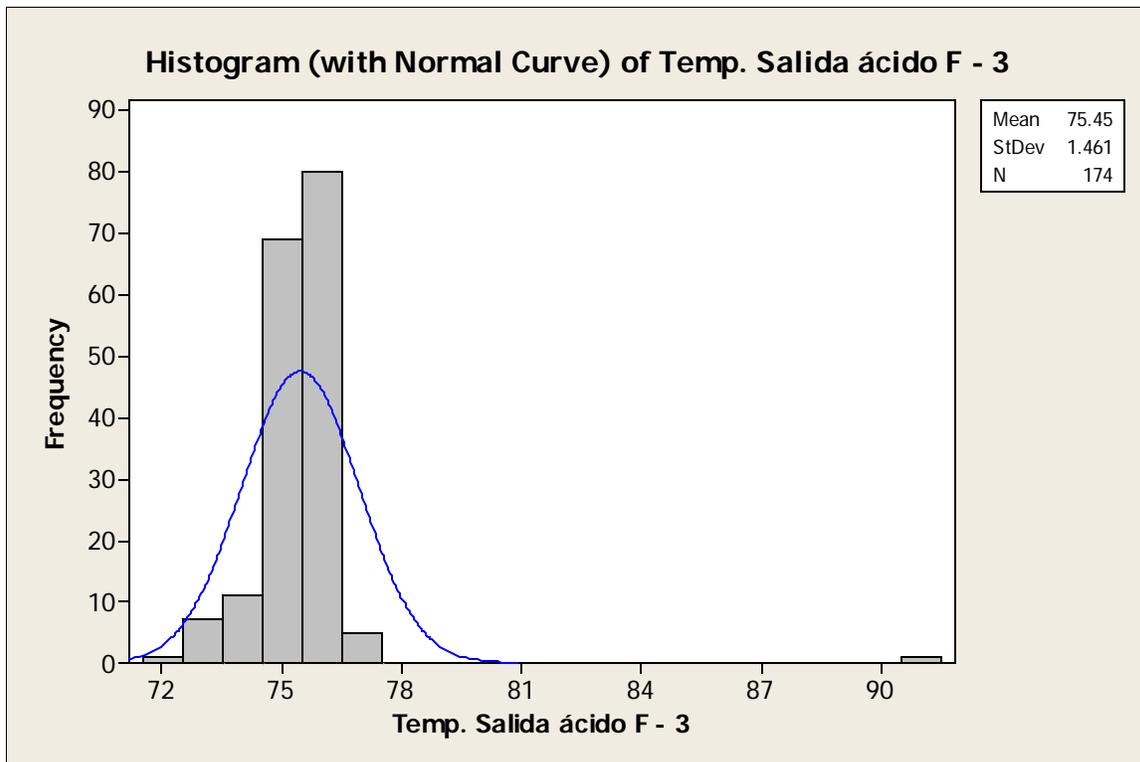


Figura A.28. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura de salida del ácido del F-3.

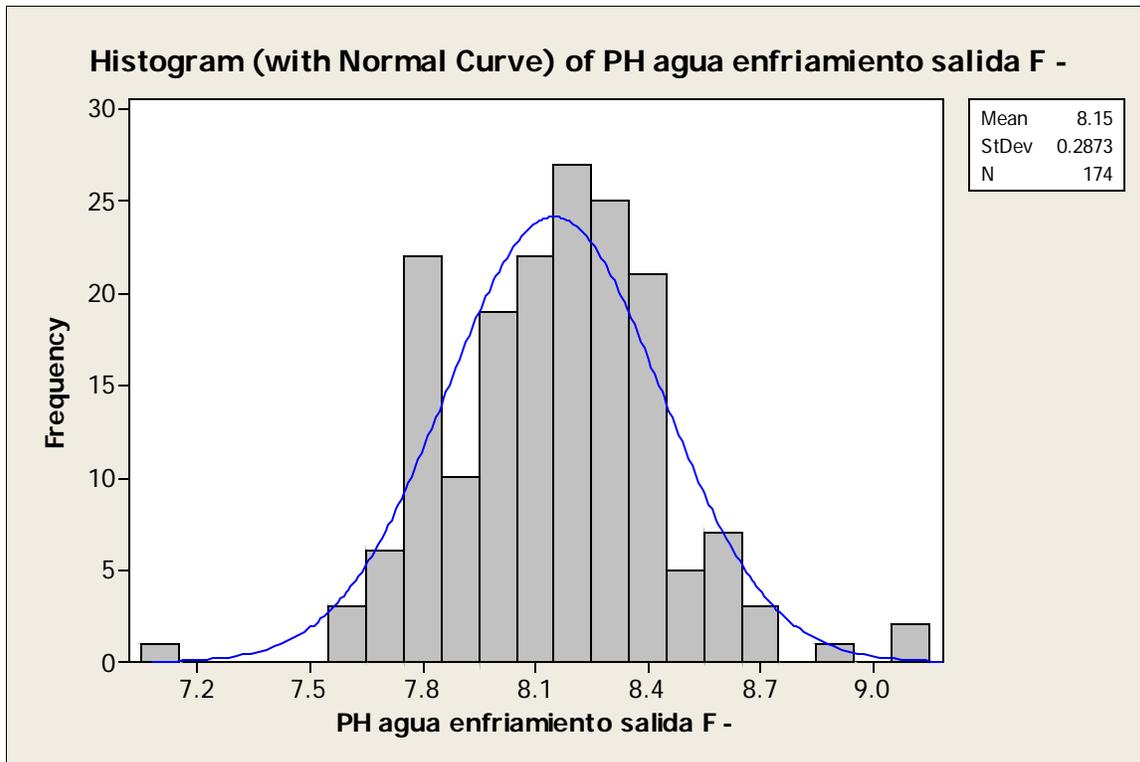


Figura A.29. Histograma de frecuencia correspondiente al pH del agua de enfriamiento del F-3.

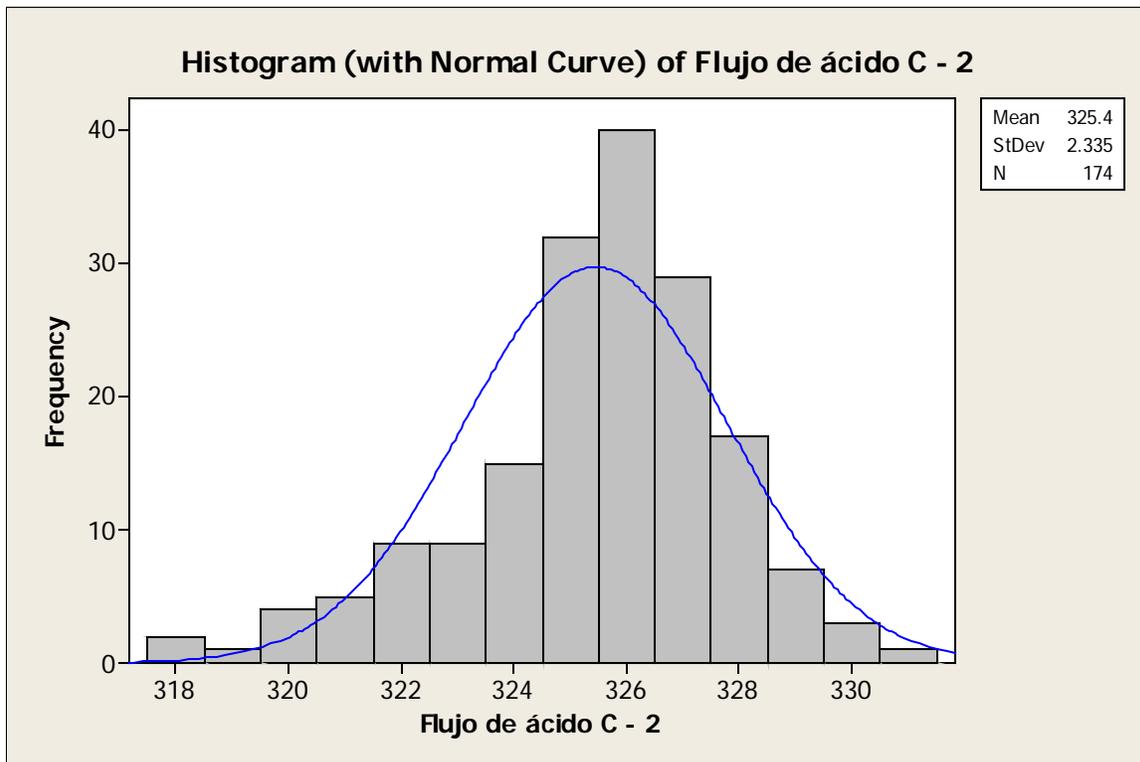


Figura A.30. Histograma de frecuencia correspondiente al flujo de ácido en C-2.

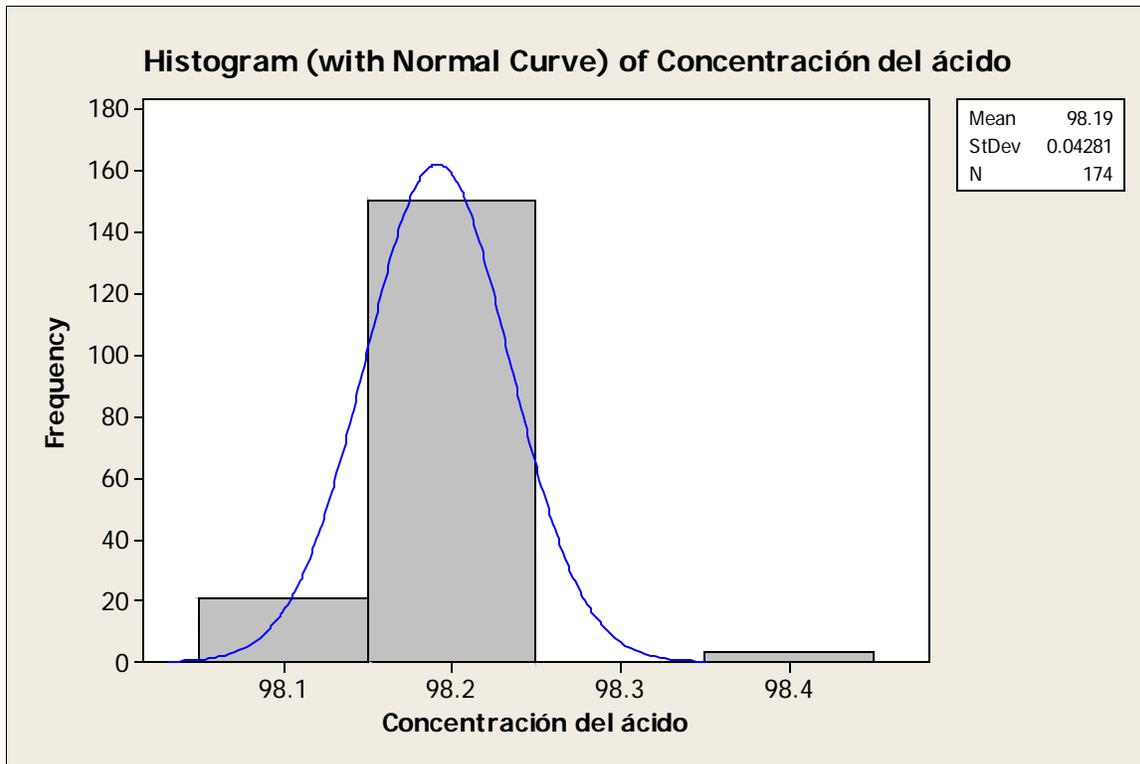


Figura A.31. Histograma de frecuencia correspondiente a la concentración del ácido en C-2.

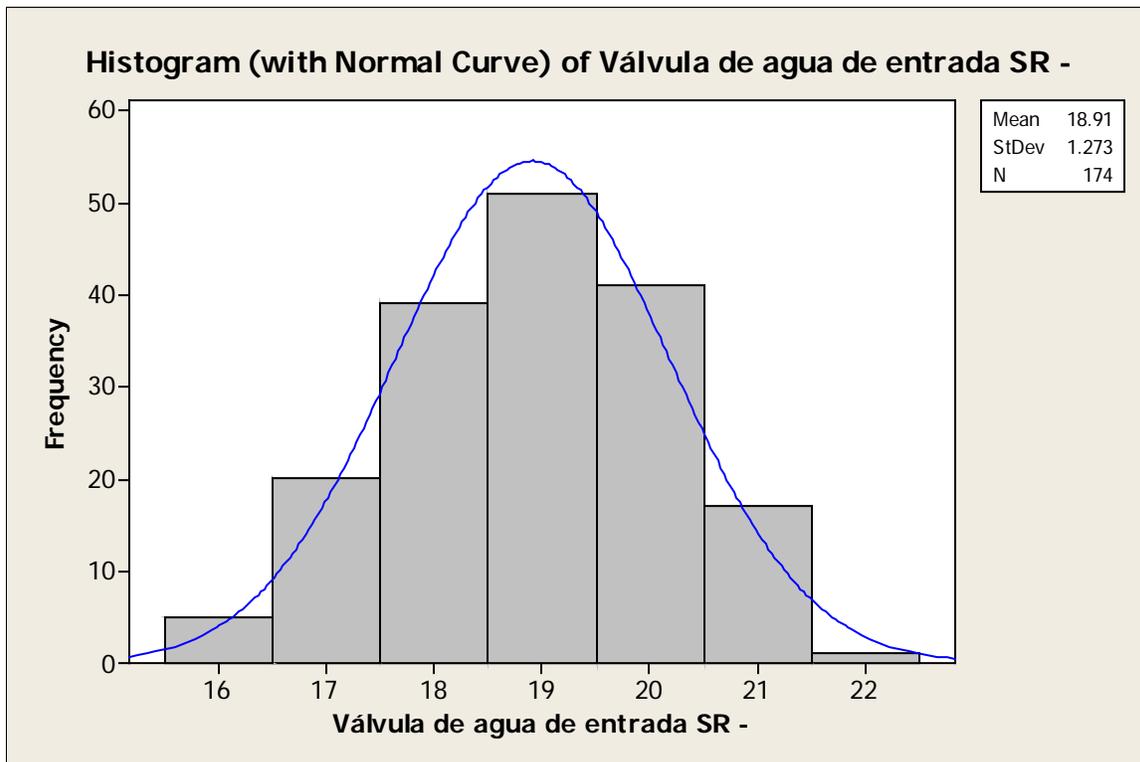


Figura A.32. Histograma de frecuencia correspondiente al % de apertura de la válvula de agua del SR-3.

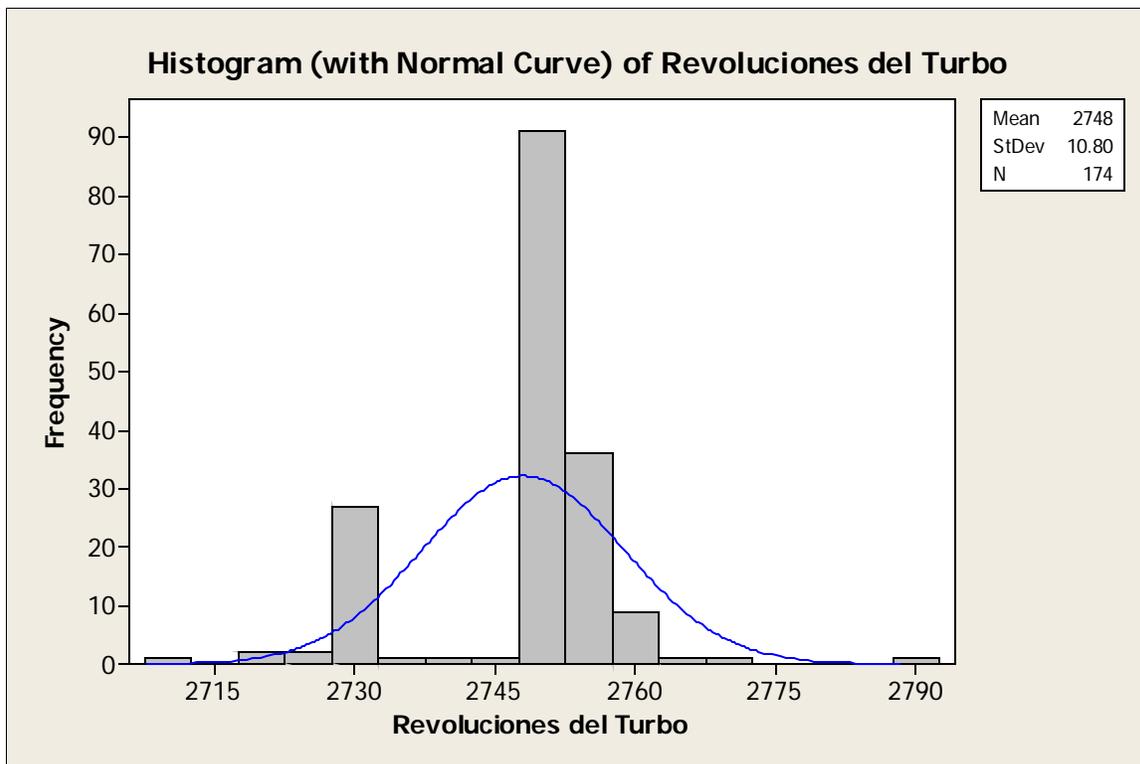


Figura A.33. Histograma de frecuencia correspondiente a las revoluciones del VV-1.

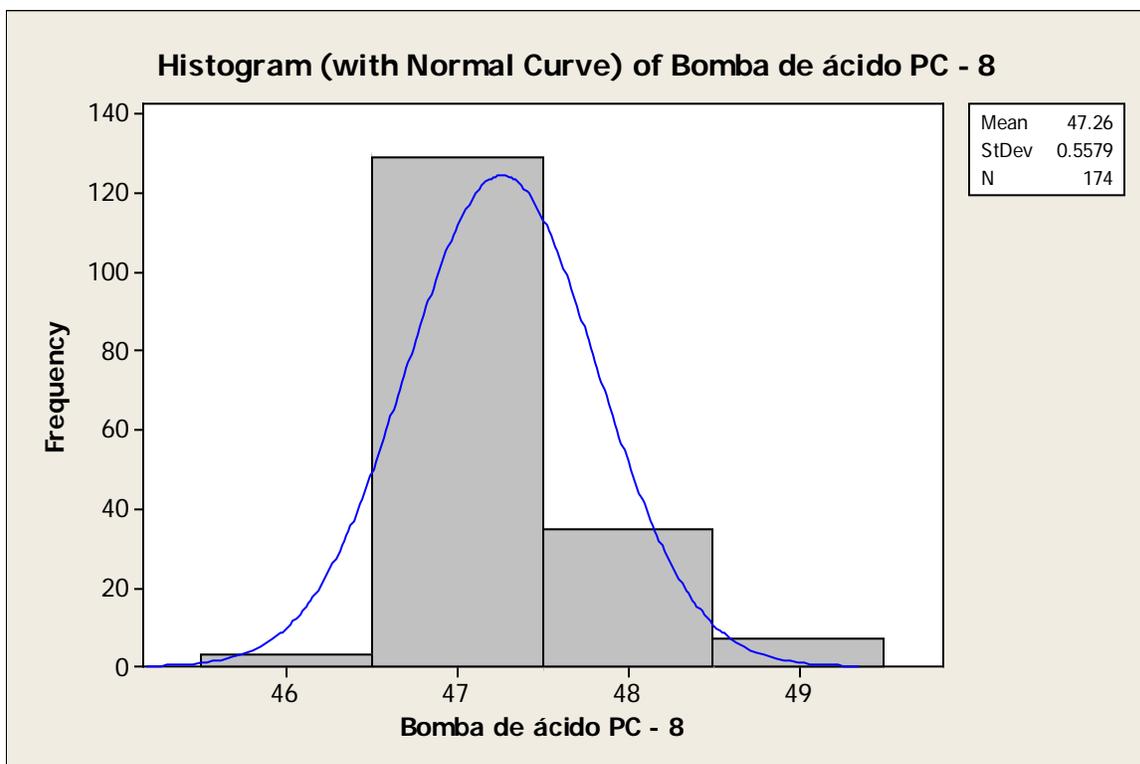


Figura A.34. Histograma de frecuencia correspondiente a la intensidad de corriente en la PC-8.

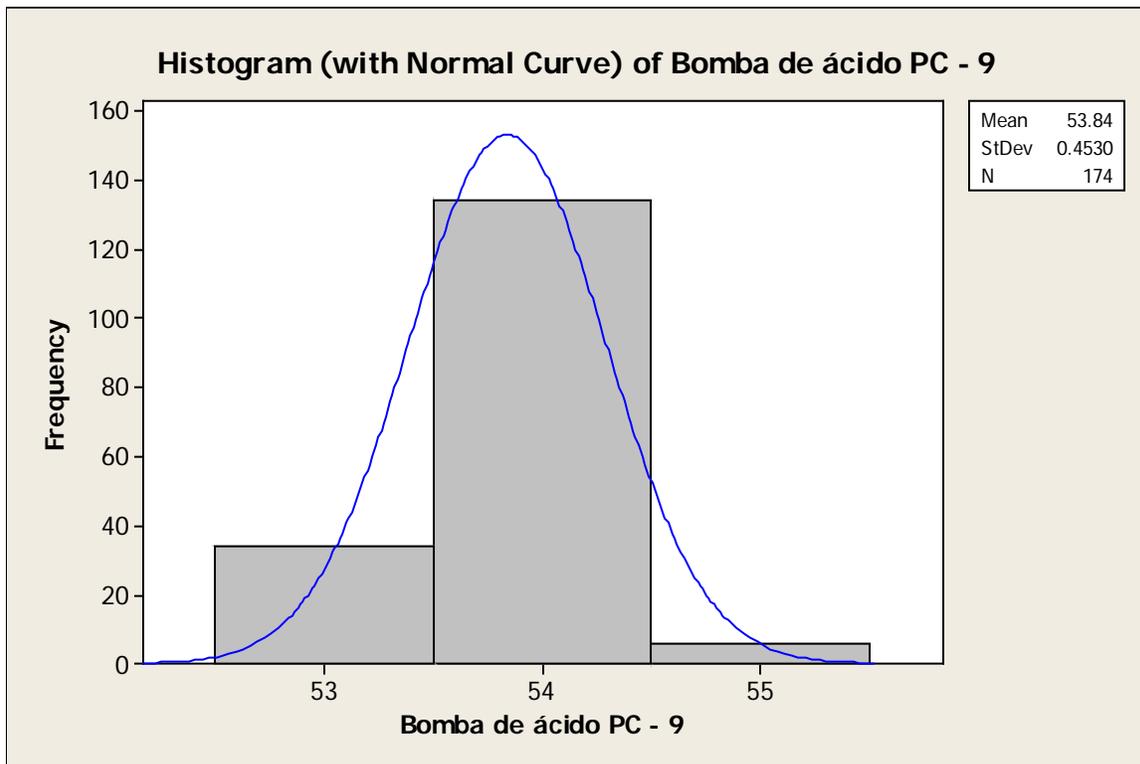


Figura A.35. Histograma de frecuencia correspondiente a la intensidad de corriente en la PC-9.

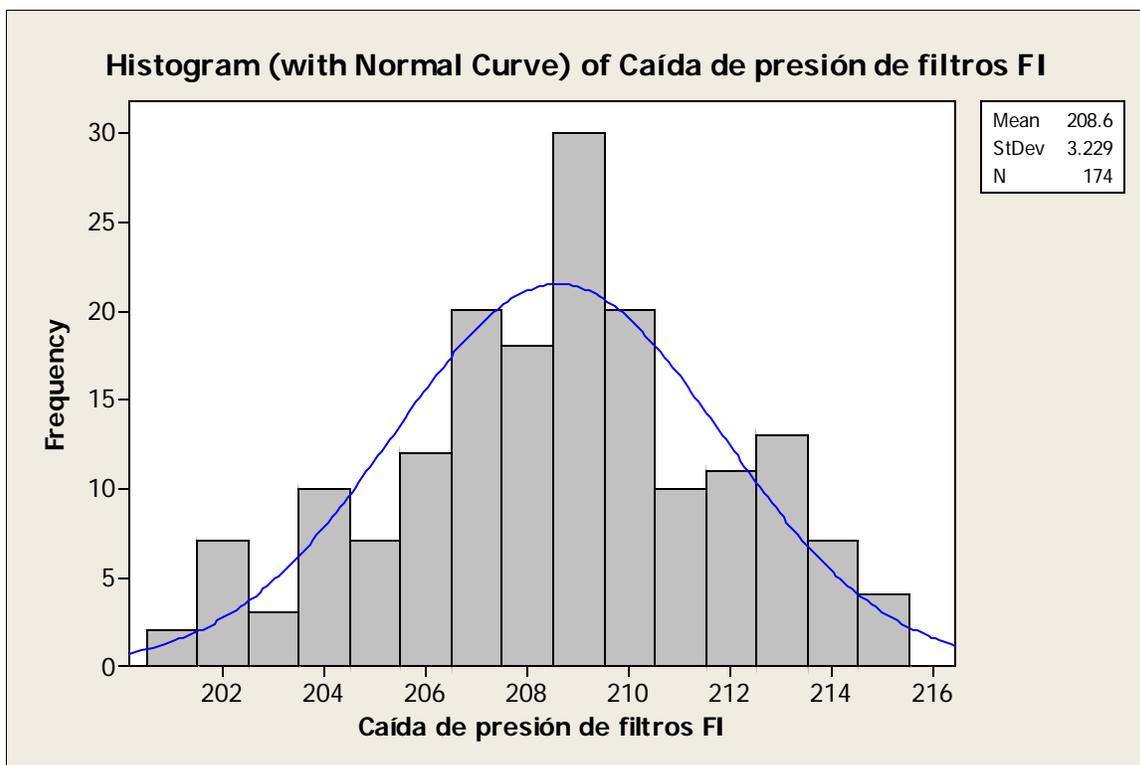


Figura A.36. Histograma de frecuencia correspondiente a la caída de presión en los FI-02.

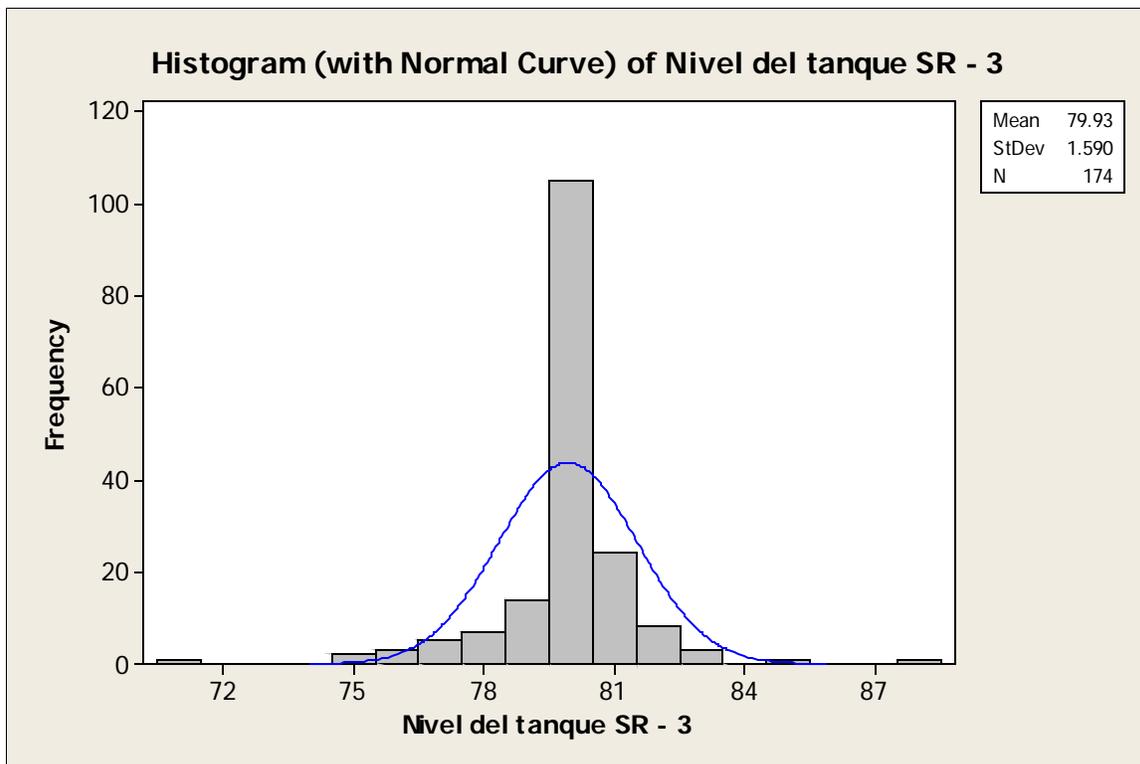


Figura A.37. Histograma de frecuencia correspondiente al nivel del SR-3.

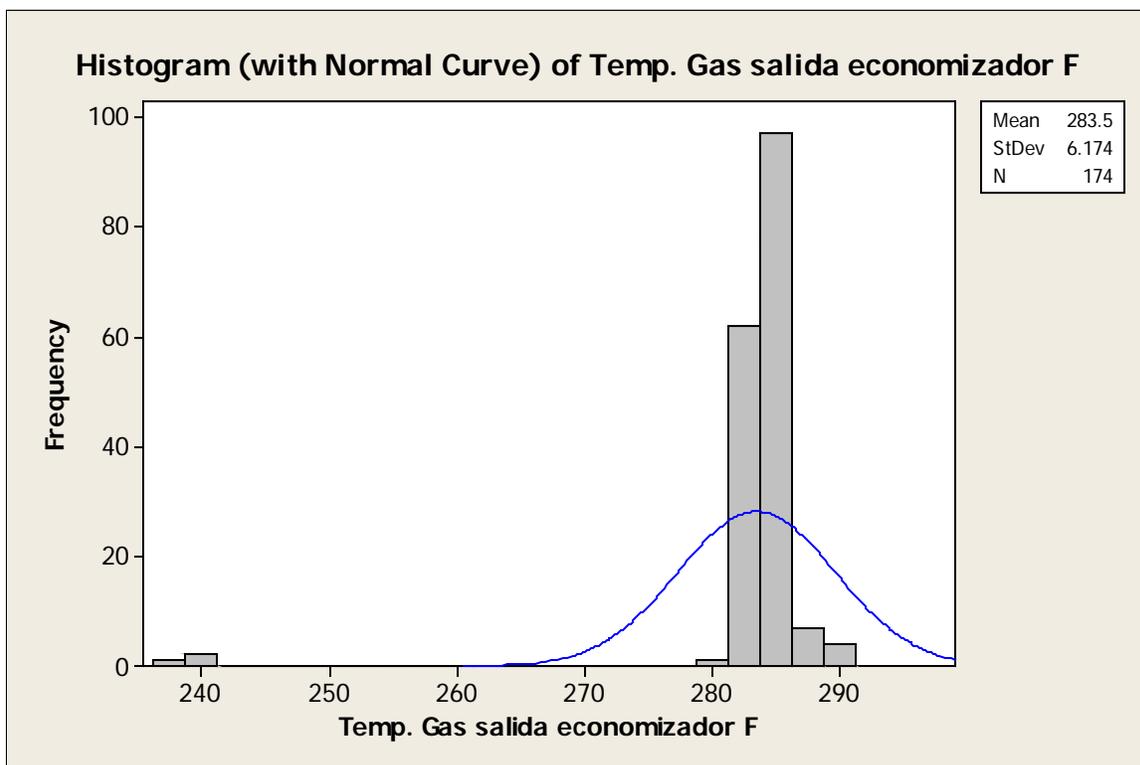


Figura A.38. Histograma de frecuencia correspondiente a la temperatura del gas de salida del F-2.

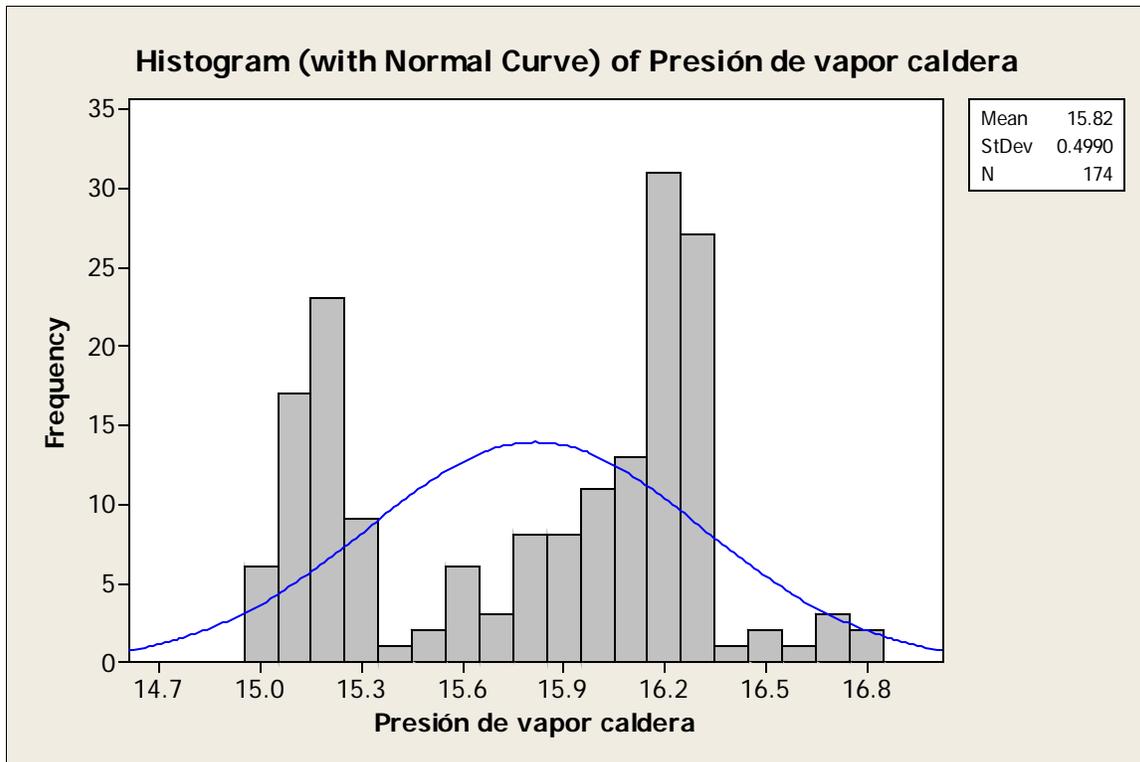


Figura A.39. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión de vapor de la caldera.

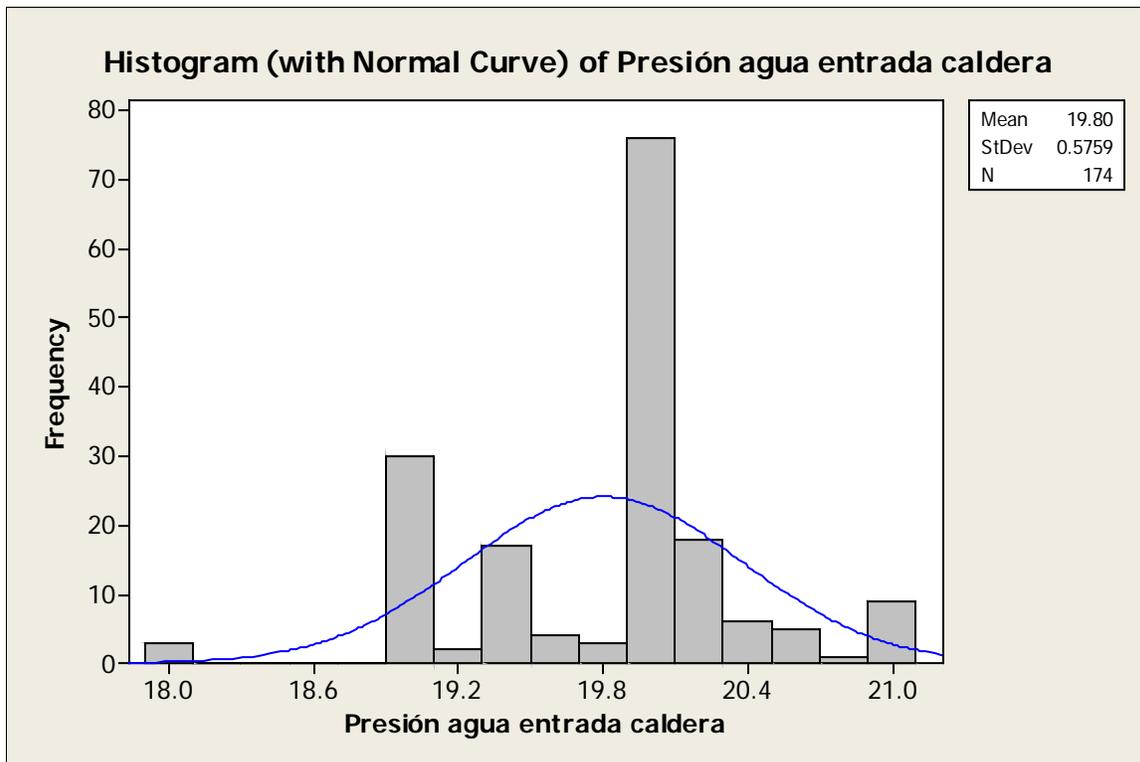


Figura A.40. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión del agua de entrada a la caldera.

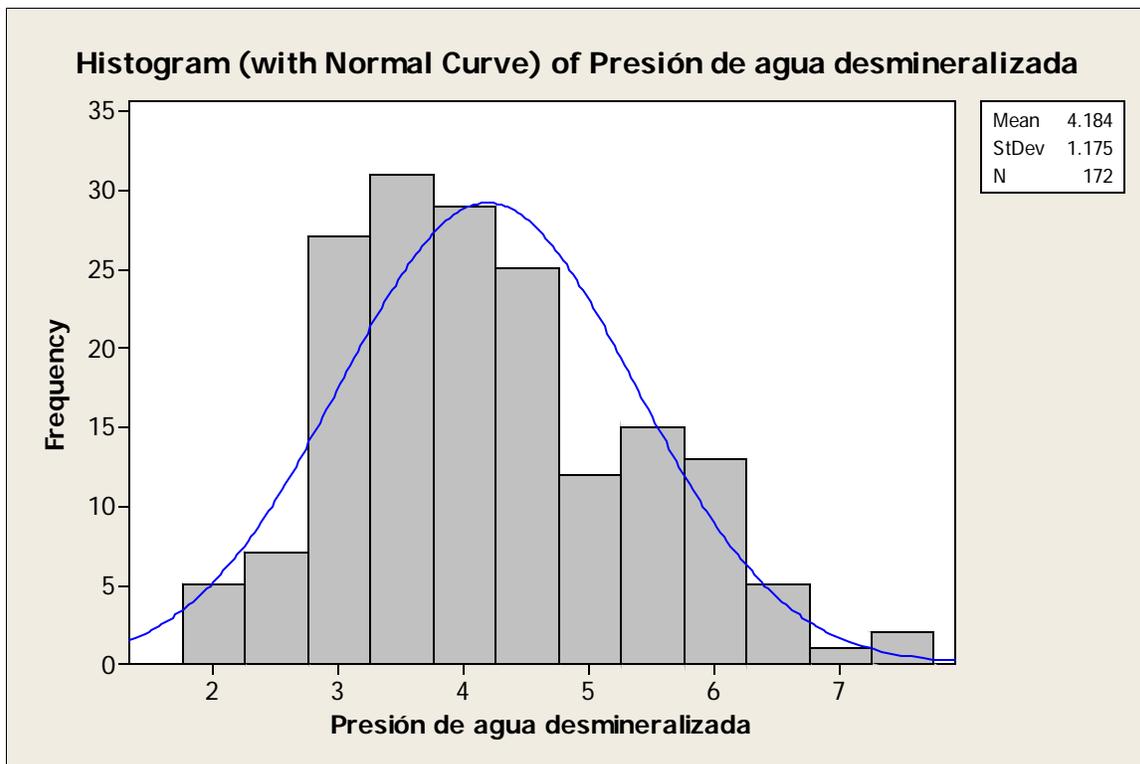


Figura A.41. Histograma de frecuencia correspondiente a la presión del agua desmineralizada.

Apéndice B

Cálculos típicos de la evaluación económica

Factibilidad económica

Para determinar la factibilidad económica es necesario calcular los siguientes apartados:

Inversión Inicial

Se determina mediante la ecuación propuesta por Guigni y col., (2001):

$$II = CF + CT \quad (B.1)$$

Donde:

II: Inversión inicial (\$)

CF: Capital fijo (\$)

CT: Capital de trabajo (\$)

Capital Fijo

Depende de los activos fijos tangibles e intangibles, por lo tanto es necesario determinar primero el costo de los activos fijos tangibles a través de la ecuación de Guigni y col., (2001):

$$CF = AFT + AFI \quad (B.2)$$

Donde:

AFT: Activos fijos tangibles (\$).

AFI: Activos fijos intangibles (\$).

Activos fijos tangibles

Los activos fijos tangibles están representados por el costo originado por la adquisición de maquinarias y equipos principales necesarios para la adaptación tecnológica, su instalación y la de las tuberías.

Costos de los equipos

Los costos de los equipos fueron estimados a través de la herramienta proporcionada por Matche[®] en línea utilizando las hojas de especificaciones de los equipos que se encuentran en el capítulo IV. Los valores de los equipos se muestran en la tabla 4.18 del mencionado capítulo.

Instalación de los equipos

Se puede determinar a través de la siguiente ecuación (Happel y Jordan, 1989):

$$CI = 0,30 \cdot Costos_{equipo} \quad (B.3)$$

Donde:

CI: Costo de instalación de los equipos (\$).

Costos_{equipo}: Costos totales de los equipos utilizados (\$).

0,3 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos por instalación de equipos anualmente.

Sustituyendo el valor de los costos de los equipos se tiene:

$$CI = 0,30 \cdot 2779050 \$ = 833715 \$$$

Instalación de las tuberías

Se puede determinar a través de la siguiente ecuación sugerida por Happel y Jordan (1989):

$$C_{TUB} = 0,86 \cdot Costos_{equipo} \quad (B.4)$$

Donde:

C_{TUB}: Costo de instalación de tuberías (\$).

0,86 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos por instalación de tuberías anualmente.

Sustituyendo en la ecuación anterior se tiene:

$$C_{TUB} = 0,86 \cdot 2779050 \$ = 2389983 \$$$

Activos fijos intangibles

Se encuentran representados por los costos de la licencia y asistencia técnica de la tecnología WSA. De acuerdo con Happel y Jordan (1989), se puede estimar de la siguiente manera:

$$C_{LIC} = 0,03 \cdot Ventas_{Producto} \quad (B.5)$$

Donde:

C_{LIC} : Costo de licencia y asistencia técnica (\$).

$Ventas_{Producto}$: Dinero por concepto de ventas anuales del producto (\$).

0,03 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos de licencia y asistencia técnica anualmente.

Es necesario calcular las ventas anuales de H_2SO_4 producidas por la instalación. Partiendo de una producción de 600 TMD, con una labor de 330 días/año y a un precio de venta del ácido sulfúrico de 100 \$/TM. Es importante destacar que este valor del H_2SO_4 al 98% es el valor establecido por Pequiven para el consumo de otras plantas dentro del Complejo Petroquímico Morón. Las ventas de ácido sulfúrico se estimaron mediante la ecuación (Guigni y col., 2001):

$$Ventas_{Producto} = Costo_{H_2SO_4} \cdot Cantidad_{H_2SO_4} \cdot 330 \quad (B.6)$$

$Costo_{H_2SO_4}$: Costo del ácido sulfúrico (\$/TM).

$Cantidad_{H_2SO_4}$: Cantidad de ácido sulfúrico producida (TM/día)

330 representa el número de días de producción anuales.

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior se tiene:

$$Ventas_{Producto} = 100 \frac{\$}{TM} \cdot 600 \frac{TM}{día} \cdot 330 días = 19800000 \$$$

Utilizando este valor se estiman los costos por licencia y asistencia técnica usando la ecuación B.5:

$$C_{LIC} = 0,03 \cdot 19800000 \$ = 594000 \$$$

Haciendo uso de la ecuación B.2 y los valores previamente calculados se tiene que:

$$CF = [(2779050 + 833715 + 2389983) + 594000] \$ = 6596748 \$$$

Capital de Trabajo

Se puede determinar por medio de la siguiente ecuación (Guigni y col., 2001):

$$CT = 0,15 \cdot CF \quad (B.7)$$

Sustituyendo los valores correspondientes se tiene que:

$$CT = 0,15 \cdot 6596748 \$ = 989512,2 \$$$

Al sustituir en la ecuación B.1, se tiene que la inversión inicial es:

$$II = (6596748 + 989512,2) \$ = 7586260,2 \$$$

Ingresos brutos

Los ingresos brutos de la planta se determinan a través de la ecuación (Alvarado y otros, 2005):

$$I_B = Ventas_{Producto} + Cantidad_{Vapor} \cdot Costo_{Vapor} \cdot 330 \quad (B.8)$$

Donde:

I_B : ingresos brutos (\$).

$Cantidad_{Vapor}$: Masa de vapor de exportación producido (TM/día).

$Costo_{Vapor}$: valor del vapor de exportación (\$/TM).

La cantidad de vapor total producida se obtiene de los balances de masa arrojados por la simulación, los cuales se encuentran en el apéndice C. Asimismo se utiliza el valor fijado por Pequiven para el costo del vapor de presión media de 8,766 \$/TM. Sustituyendo en la ecuación B.8 se tiene:

$$I_B = 19800000 \$ + 3369,254967 \frac{TM}{día} \cdot 8,766 \frac{\$}{TM} \cdot 330 \text{ día} = 29546513,38 \$$$

Costos operacionales:

Se encuentran dentro de los costos operacionales:

- a) **Materia prima:** Se puede determinar por medio de la siguiente ecuación (Guigni y col., 2001):

$$C_{Mat.Prima} = Precio_{Azufre} \cdot Cantidad_{Azufre} \cdot 330 \quad (B.9)$$

Donde:

$C_{Mat.Prima}$: son los costos consecuencia de la adquisición del azufre (\$).

$Precio_{Azufre}$: es el precio al cual se compra el azufre (\$/TM).

$Cantidad_{Azufre}$: masa de azufre requerida diariamente (TM/día).

Utilizando la cantidad de azufre que se obtiene de los balances de masa arrojados por la simulación, los cuales se encuentran en el apéndice C y el precio del azufre comprado por Pequiven en 158,30 \$/TM, se tiene que:

$$C_{Mat.Prima} = 158,30 \frac{\$}{TM} \cdot 194,89 \frac{TM}{día} \cdot 330día = 10181231,73 \$$$

- b) **Mano de obra:** en reuniones con los ingenieros de procesos de la instalación 215 se pudo conocer que se gastan 23,53 \$/TM de ácido producido por concepto de mano de obra. Asumiendo que este valor se mantendrá luego de la adaptación tecnológica WSA se tiene que:

$$C_{Mano.Obra} = 23,53 \frac{\$}{TM} \cdot 600 \frac{TM}{día} \cdot 330día = 4659906,977 \$$$

- c) **Mantenimiento:** los costos asociados al mantenimiento según Happel y Jordan (1989) son:

$$C_{Mant.} = 0,07 * CF \quad (B.10)$$

Donde:

$C_{Mant.}$: Costos de mantenimiento, (\$)

0,07 es un factor que sirve para garantizar que se cubre el estimado de gastos por el mantenimiento de los equipos.

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior se tiene:

$$C_M = 0,07 * 6596748 \$ = 461772,36 \$$$

- d) **Laboratorios:** de acuerdo con Happel y Jordan (1989) se estiman de la siguiente manera:

$$C_{Lab.} = 0,1 * C_{Mano.Obra} \quad (B.11)$$

Donde:

$C_{Lab.}$: Costos por concepto de laboratorio (\$).

0,1 es un factor que garantiza que se cubre el estimado de gastos por el uso del laboratorio.

Sustituyendo los valores correspondientes se tiene que:

$$C_{Lab.} = 0,1 * 4659906,98 \$ = 465990,6977 \$$$

e) **Seguro:** según Happel y Jordan (1989) se estiman de la siguiente manera:

$$C_{Seg.} = 0,1 * CF \quad (B.12)$$

Donde:

$C_{seg.}$: Costos por concepto de seguro (\$).

0,1 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos por concepto de seguro anualmente.

Sustituyendo en la ecuación se tiene que:

$$C_{Seg.} = 0,1 * 6596748 \$ = 659674,8 \$$$

f) **Administrativos:** Se pueden determinar por medio de la siguiente ecuación (Guigni y col., 2001):

$$C_{Adm.} = 0,2 * Ventas_{Producto} \quad (B.13)$$

Donde:

$C_{Adm.}$: Costos asociados a la operación administrativa de la planta (\$).

0,2 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos por concepto de administración anualmente.

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación, se tiene:

$$C_{Adm.} = 0,2 * 19800000 \$ = 3960000 \$$$

g) **Servicios básicos:** Los costos asociados por servicios básicos son según Happel y Jordan (1989):

$$C_{SB} = 0,1 * C_{OP} \quad (B.14)$$

Donde:

C_{SB} : Costos de servicios básicos, (\$)

C_{OP} : Costos operacionales, (\$)

0,1 es un factor que equivale al porcentaje estimado para cubrir los gastos por servicios básicos anualmente.

Finalmente, los costos operacionales serán la sumatoria de los gastos fijos:

$$C_{Op.} = (10181231,73 + 4659906,98 + 461772,36 + 465990,7 + 659674,8 + 3960000 + 0,1 \cdot C_{Op.}) \$$$

Despejando C_{Op} se tiene que:

$$C_{Op.} = 20388576,56 \$$$

Depreciación

La depreciación de los equipos se calculó a partir del costo inicial y su vida útil mediante la siguiente ecuación (Happel y Jordan, 1989):

$$D_i = \frac{C_i - Vr_i}{n_i} \quad (B.15)$$

Donde:

D_i : Depreciación anual del equipo (\$/año).

C_i : Costo inicial del equipo (\$).

Vr_i : Valor residual del equipo (si se ha cumplido la vida útil $Vr = 0$ \$).

n_i : Vida útil del equipo (años).

Sustituyendo los valores correspondientes a la H-4 se tiene:

$$D_i = \frac{(334400 - 0)\$}{23} = 14539,13 \$$$

Valor en libros

Se puede determinar por la ecuación (Happel y Jordan, 1989):

$$V_{l.} = C_i - D_i \cdot n_{años} \quad (B.16)$$

Donde:

$V_{l.}$: Valor en libros (\$).

$n_{años}$: Número de años del proyecto (años).

Al sustituir los valores correspondientes se obtiene:

$$V_{l.} = 334400 - 14539,13 \cdot 5 = 261704,3 \$$$

Ingreso neto gravable

Se utiliza la ecuación planteada por Guigni y col. (2001):

$$ING = I_B - Cop - D_i - A_i \quad (B.17)$$

Donde:

ING: Ingreso neto gravable (\$/año).

A_i : Amortización de intangibles correspondientes al año (\$/año).

Sustituyendo en la ecuación anterior los valores correspondientes al segundo año del proyecto se tiene:

$$ING = (29546513,38 - 22653973,96 - 138792,1556 - 118800)\$ = 6634947,266 \$$$

Impuesto sobre la renta

Se determina utilizando la tabla B.1 (Guigni y col., 2001) y un valor de unidad tributaria de 55 Bs.F.

Tabla B.1. Tarifa de impuesto sobre la renta.

Fracción ING (U.T)		Tarifa (%)
	Hasta 2.000	15
De 2001	Hasta 3000	22
De 3001	en adelante	34

Al utilizar el ingreso neto gravable calculado previamente, utilizando la tasa de cambio vigente de 2,15 Bs.F/\$ se tiene:

$$ING = 6634947,266 \$ \cdot \left(\frac{2,15Bs.F}{1\$} \right) \cdot \left(\frac{1U.T}{55Bs.F} \right) = 259366,1204 U.T$$

Fraccionando el ingreso neto gravable de acuerdo a la tabla B.1 y convirtiendo a dolares, se tiene:

$$ISR = (2000 \cdot 0,15 + 1000 \cdot 0,22 + (259366,1204 - 3000) \cdot 0,34) U.T \cdot \left(\frac{55Bs.F}{1U.T} \right) \cdot \left(\frac{1\$}{2,15Bs.F} \right)$$

$$ISR = 2243091,373 \$$$

Flujos monetarios

Para el cálculo de los flujos monetarios se aplica la siguiente ecuación propuesta por Guigni y col. (2001):

$$Fi = II + I_B - Cop - ISR + V_l \quad (B.18)$$

Donde:

F_i : Son los flujos monetarios para cada año del proyecto (\$/año).

Sustituyendo los valores correspondientes al año tres se tiene:

$$Fi = (0 + 29546513,38 - 22653973,96 - 2245184,396 + 0) = 4649448,049 \$$$

Valor actual

Es calculado mediante la ecuación (Guigni y col., 2001):

$$VA = -F_0 + \frac{F_1}{(i+1)} + \frac{F_2}{(i+1)^2} + \frac{F_3}{(i+1)^3} + \frac{F_4}{(i+1)^4} + \frac{F_5}{(i+1)^5} \quad (B.19)$$

Donde:

i: tasa mínima de rendimiento (adim).

VA: Valor actual (\$).

Utilizando una tasa mínima de rendimiento (TMR) de 17,14%, de acuerdo con el Banco Central de Venezuela (BCV), y sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior, se tiene:

$$VA = -7586260,2 + \frac{4649448,049}{(0,1714+1)} + \frac{4649448,049}{(0,1714+1)^2} + \frac{4649448,049}{(0,1714+1)^3} + \frac{4649448,049}{(0,1714+1)^4} + \frac{4649448,049}{(0,1714+1)^5}$$

$$VA = 8.635.191,59 \frac{\$}{\text{año}}$$

Equivalente anual

Es calculado mediante la ecuación (Guigni y col., 2001):

$$EA = VA \cdot \frac{R}{P_{n,i}} \quad (B.20)$$

Donde:

EA : Equivalente anual, (\$/año)

$\frac{R}{P_{n,i}}$: Factor de recuperación de capital, (adim)

Utilizando el factor de recuperación de capital correspondiente al horizonte de planeación y la TMR del BCV, al sustituir en la ecuación anterior se tiene:

$$EA = 8.635.191,59 \frac{\$}{\text{año}} \cdot 0,313508 = 2.707.201,644 \frac{\$}{\text{año}}$$

Tasa interna de retorno

Es calculada mediante la ecuación (Guigni y col., 2001):

$$0 = -F_0 + \frac{F_1}{(i^* + 1)} + \frac{F_2}{(i^* + 1)^2} + \frac{F_3}{(i^* + 1)^3} + \frac{F_4}{(i^* + 1)^4} + \frac{F_5}{(i^* + 1)^5} \quad (\text{B.21})$$

Donde:

i^* : Tasa interna de retorno, (%)

Al sustituir los valores correspondientes en la ecuación, se tiene:

$$0 = -7586260,2 + \frac{4649448,049}{(i^* + 1)} + \frac{4649448,049}{(i^* + 1)^2} + \frac{4649448,049}{(i^* + 1)^3} + \frac{4649448,049}{(i^* + 1)^4} + \frac{4649448,049}{(i^* + 1)^5}$$

$$TIR = 54,27 \%$$

Período de recuperación

Se calcula mediante la ecuación (Besley, 2000):

$$PR = N_{AR} + \frac{C_{NRI}}{Fi} \quad (\text{B.22})$$

Donde:

PR: Período de recuperación de la inversión (años).

N_{AR} : Número de años antes de la recuperación total de la inversión inicial (años).

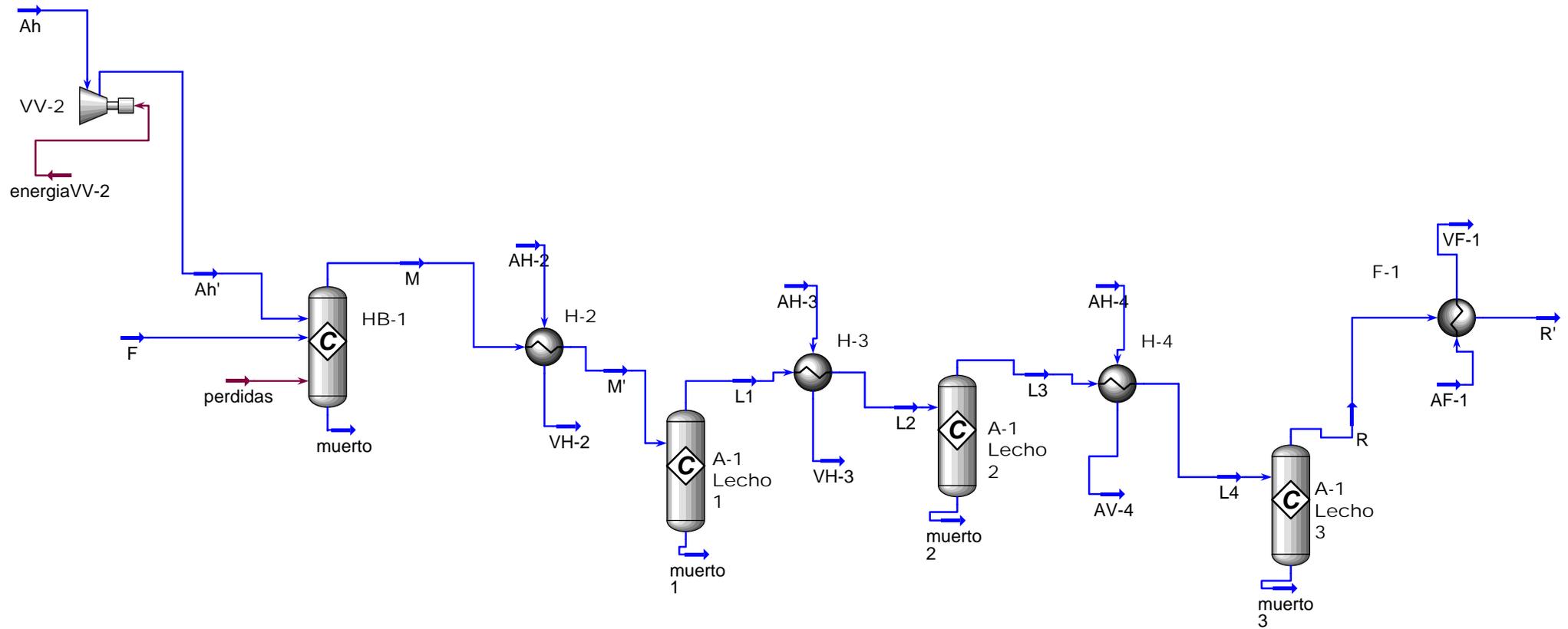
C_{NRI} : Costo no recuperado al inicio de la recuperación total del año (\$).

Sustituyendo los valores correspondientes y convirtiendo el resultado a una magnitud más adecuada, se tiene:

$$PR = 1 \text{ año} + \frac{2936812,15 \$}{4649448,049 \frac{\$}{\text{año}}} = 1,63 \text{ año} \cdot \left(\frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} \right) = 19,58 \text{ meses} \cong 20 \text{ meses}$$

Apéndice C

Balances de materia y energía resultado de la simulación.



1	 PEQUIVEN Complejo Petroquímico Morón.	Case Name:	C:\USERS\CHARWKOSKY\DESKTOP\SIMULACIONES HYSYS\FI
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sat Apr 25 22:57:59 2009
4			
5			

Workbook: Case (Main)

Material Streams	Fluid Pkg: All
-------------------------	----------------

Name	F	muerto	M'	L1	muerto 1
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	140.0 *	726.9	400.0 *	449.1	449.1
Pressure (kPa)	980.7 *	132.4	127.4	126.9	126.9
Molar Flow (kgmole/h)	253.4	0.0000	8588	8518	0.0000
Mass Flow (kg/h)	8121 *	0.0000	2.531e+005	2.531e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	3.927	0.0000	287.0	284.6	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	7.095e+007	0.0000	-3.714e+007	-3.714e+007	0.0000
Name	L2	muerto 2	L3	L4	muerto 3
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	400.0 *	433.3	433.3	400.0 *	406.7
Pressure (kPa)	121.9	121.4	121.4	116.4	115.9
Molar Flow (kgmole/h)	8518	0.0000	8471	8471	0.0000
Mass Flow (kg/h)	2.531e+005	0.0000	2.531e+005	2.531e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	284.6	0.0000	283.0	283.0	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-5.077e+007	0.0000	-5.077e+007	-6.002e+007	0.0000
Name	R	M	Ah	Ah'	AH-2
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	406.7	726.9	279.3 *	336.7	206.0 *
Pressure (kPa)	115.9	132.4	100.0 *	132.4 *	1765 *
Molar Flow (kgmole/h)	8462	8588	8587	8587	2272
Mass Flow (kg/h)	2.531e+005	2.531e+005	2.450e+005 *	2.450e+005	4.093e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	282.6	287.0	282.5	282.5	41.02
Heat Flow (kJ/h)	-6.002e+007	5.560e+007	4.345e+006	1.966e+007	-6.177e+008
Name	VH-2	AH-3	VH-3	AH-4	AV-4
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	350.0 *	206.0 *	350.0 *	206.0 *	350.0 *
Pressure (kPa)	1800 *	1765 *	1800 *	1765 *	1800 *
Molar Flow (kgmole/h)	2272	333.9	333.9	226.7	226.7
Mass Flow (kg/h)	4.093e+004	6015	6015	4083	4083
Liquid Volume Flow (m3/h)	41.02	6.028	6.028	4.092	4.092
Heat Flow (kJ/h)	-5.250e+008	-9.078e+007	-7.715e+007	-6.162e+007	-5.237e+007
Name	AF-1	VF-1	R'		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature (C)	104.0 *	204.0 *	280.0 *		
Pressure (kPa)	1765 *	2059 *	107.7 *		
Molar Flow (kgmole/h)	4411	4411	8462		
Mass Flow (kg/h)	7.946e+004	7.946e+004	2.531e+005		
Liquid Volume Flow (m3/h)	79.63	79.63	282.6		
Heat Flow (kJ/h)	-1.235e+009	-1.200e+009	-9.473e+007		

51
52
53
54
55
56

1	 PEQUIVEN Complejo Petroquímico Morón.	Case Name:	C:\USERS\CHARWKOSKY\DESKTOP\SIMULACIONES HYSYS\FI
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sat Apr 25 22:57:59 2009
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions Fluid Pkg: All

11	Name	F	muerto	M'	L1	muerto 1
12	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.9982 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (SO2)	0.0000 *	0.0295	0.0295	0.0134	0.0134
14	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.1744	0.1744	0.1677	0.1677
15	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.7666	0.7666	0.7728	0.7728
16	Comp Mole Frac (Argon)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Comp Mole Frac (H2O)	0.0018 *	0.0296	0.0296	0.0298	0.0298
18	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0163	0.0163
19	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

20	Name	L2	muerto 2	L3	L4	muerto 3
21	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (SO2)	0.0134	0.0024	0.0024	0.0024	0.0001
23	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.1677	0.1631	0.1631	0.1631	0.1621
24	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.7728	0.7771	0.7771	0.7771	0.7780
25	Comp Mole Frac (Argon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0298	0.0300	0.0300	0.0300	0.0300
27	Comp Mole Frac (SO3)	0.0163	0.0275	0.0275	0.0275	0.0297
28	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

29	Name	R	M	Ah	Ah'	AH-2
30	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
31	Comp Mole Frac (SO2)	0.0001	0.0295	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.1621	0.1744	0.2039 *	0.2039	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.7780	0.7666	0.7666 *	0.7666	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (Argon)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (H2O)	0.0300	0.0296	0.0295 *	0.0295	1.0000 *
36	Comp Mole Frac (SO3)	0.0297	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *

38	Name	VH-2	AH-3	VH-3	AH-4	AV-4
39	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
40	Comp Mole Frac (SO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
41	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
42	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
43	Comp Mole Frac (Argon)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
44	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000
45	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000

47	Name	AF-1	VF-1	R'		
48	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000 *	0.0000		
49	Comp Mole Frac (SO2)	0.0000	0.0000 *	0.0001		
50	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.1621		
51	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.7780		
52	Comp Mole Frac (Argon)	0.0000	0.0000 *	0.0000		
53	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	0.0300		
54	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000	0.0000 *	0.0297		
55	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000		

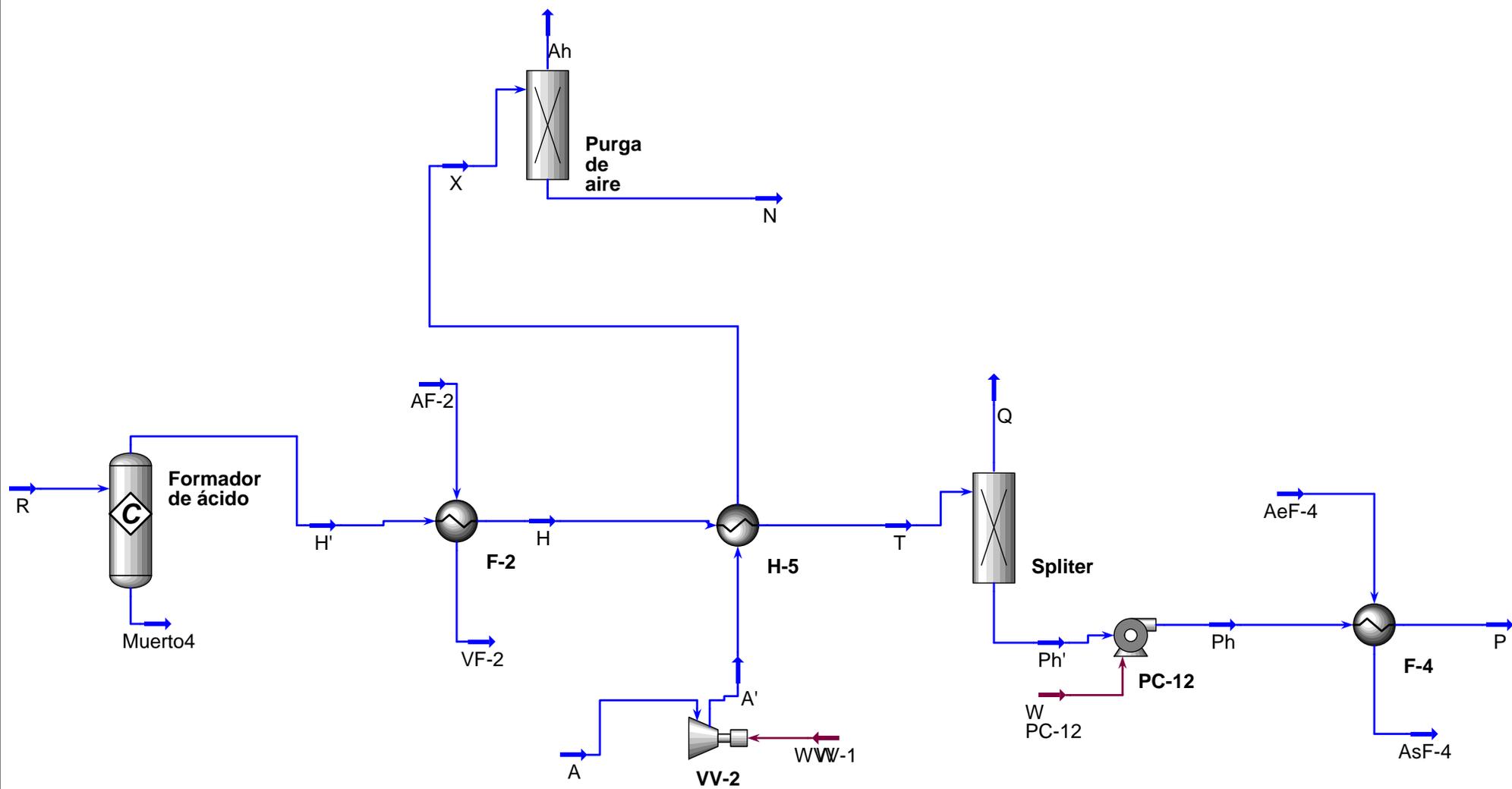
1	 PEQUIVEN Complejo Petroquímico Morón.	Case Name:	C:\USERS\CHARWKOSKY\DESKTOP\SIMULACIONES HYSYS\FI
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sat Apr 25 22:57:59 2009
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

9	Energy Streams			Fluid Pkg:	All
---	-----------------------	--	--	------------	-----

11	Name	energiaVV-2	perdidas			
12	Heat Flow (kJ/h)	1.531e+007	-3.500e+007 *			

13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56



1	 PEQUIVEN Complejo Petroquímico Morón.	Case Name:	C:\USERS\CHARWKOSKY\DESKTOP\SIMULACIONES HYSYS\FI
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sat Apr 25 23:00:50 2009
4			
5			

Workbook: Case (Main)

Material Streams	Fluid Pkg: All
-------------------------	----------------

Name	T	A'	X	Q	Ph'
Vapour Fraction	0.9694	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	90.00 *	50.70 *	258.4	90.41	90.41
Pressure (kPa)	101.3 *	123.6	101.3 *	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	8210	1.052e+004	1.052e+004	7956	254.0
Mass Flow (kg/h)	2.531e+005	3.000e+005 *	3.000e+005	2.284e+005	2.473e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	280.7	345.9	345.9	267.3	13.38
Heat Flow (kJ/h)	-1.847e+008	-6.685e+007	-1.150e+006	1.490e+007	-1.996e+008
Name	P	AeF-4	AsF-4	Ph	R
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	41.00 *	32.00 *	42.00 *	90.42	280.0 *
Pressure (kPa)	100.0 *	392.3 *	350.0 *	105.0	107.7 *
Molar Flow (kgmole/h)	254.0	2231	2231	254.0	8462
Mass Flow (kg/h)	2.473e+004	4.019e+004	4.019e+004	2.473e+004	2.531e+005 *
Liquid Volume Flow (m3/h)	13.38	40.28	40.28	13.38	282.6
Heat Flow (kJ/h)	-2.013e+008	-6.345e+008	-6.328e+008	-1.996e+008	-9.449e+007
Name	Muerto4	H'	Ah	N	H
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	369.0	369.0	258.4	258.4	280.0 *
Pressure (kPa)	107.7	107.7	101.3	101.3	106.7 *
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	8210	8587	1928	8210
Mass Flow (kg/h)	0.0000	2.531e+005	2.450e+005	5.500e+004	2.531e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	280.7	282.5	63.42	280.7
Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-9.449e+007	-9.393e+005	-2.109e+005	-1.190e+008
Name	AF-2	VF-2	A		
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000		
Temperature (C)	104.0 *	250.0 *	27.50 *		
Pressure (kPa)	1765 *	2059 *	101.3 *		
Molar Flow (kgmole/h)	548.9	548.9	1.052e+004		
Mass Flow (kg/h)	9888	9888	3.000e+005		
Liquid Volume Flow (m3/h)	9.908	9.908	345.9		
Heat Flow (kJ/h)	-1.531e+008	-1.286e+008	-7.402e+007		

Compositions	Fluid Pkg: All
---------------------	----------------

Name	T	A'	X	Q	Ph'
Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (SO2)	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0002	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.1671	0.2039 *	0.2039	0.1724	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.8018	0.7666 *	0.7666	0.8274	0.0000
Comp Mole Frac (Argon)	***	***	***	***	***
Comp Mole Frac (H2O)	0.0003	0.0295 *	0.0295	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0307	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.9909
Comp Mole Frac (SO3)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

1	 PEQUIVEN Complejo Petroquímico Morón.	Case Name: C:\USERS\CHARWKOSKY\DESKTOP\SIMULACIONES HYSYS\FI
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sat Apr 25 23:00:50 2009
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions (continued) Fluid Pkg: All

11	Name	P	AeF-4	AsF-4	Ph	R
12	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
13	Comp Mole Frac (SO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001 *
14	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1621 *
15	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.7780 *
16	Comp Mole Frac (Argon)	***	***	***	***	***
17	Comp Mole Frac (H2O)	0.0091	1.0000 *	1.0000	0.0091	0.0300 *
18	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.9909	0.0000 *	0.0000	0.9909	0.0000 *
19	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0297 *
20	Name	Muerto4	H'	Ah	N	H
21	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (SO2)	0.0001	0.0002	0.0000	0.0000	0.0002
23	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0621	0.1671	0.2039	0.2039	0.1671
24	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.4463	0.8018	0.7666	0.7666	0.8018
25	Comp Mole Frac (Argon)	***	***	***	***	***
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0004	0.0003	0.0295	0.0295	0.0003
27	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.4912	0.0307	0.0000	0.0000	0.0307
28	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Name	AF-2	VF-2	A		
30	Comp Mole Frac (S_Rhombic)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
31	Comp Mole Frac (SO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
32	Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000	0.2039		
33	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	0.7666		
34	Comp Mole Frac (Argon)	***	***	***		
35	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0295		
36	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
37	Comp Mole Frac (SO3)	0.0000 *	0.0000	0.0000		

Energy Streams Fluid Pkg: All

40	Name	W PC-12	W	WVV-1		
41	Heat Flow (kJ/h)	67.10	---	7.165e+006		

42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56

Apéndice D

Histogramas de frecuencia de las emisiones mensuales de SO₂ en la instalación 215.

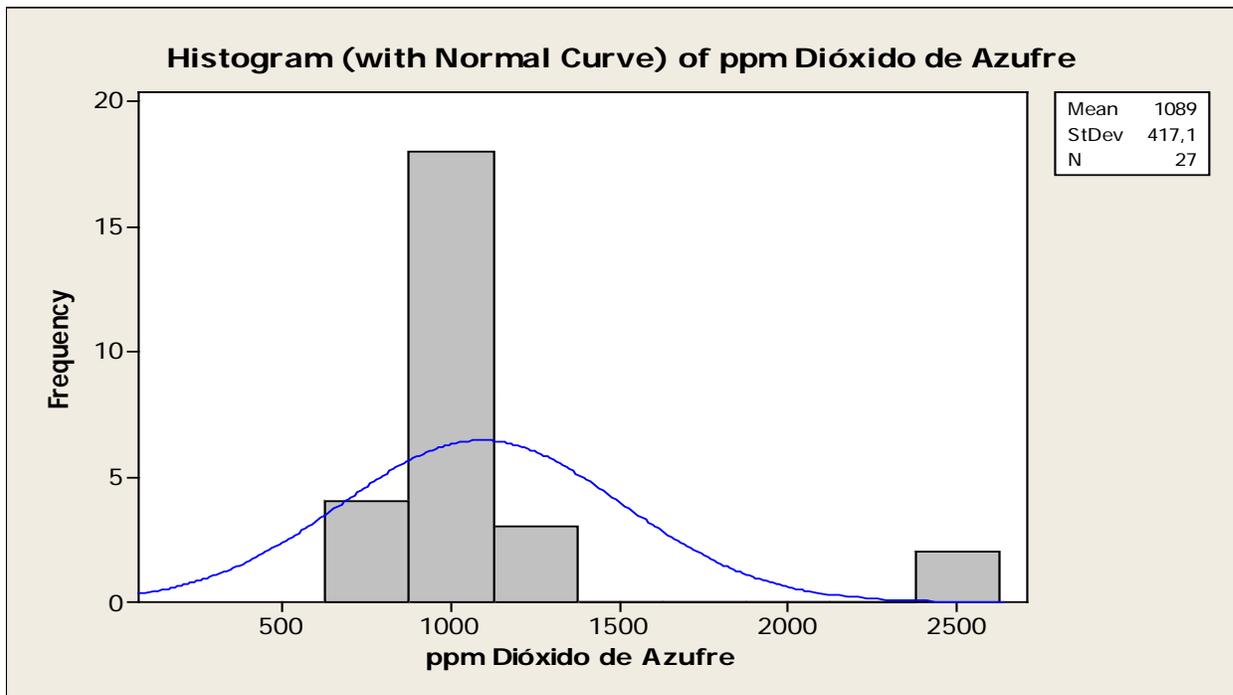


Figura D.1. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a abril de 2006.

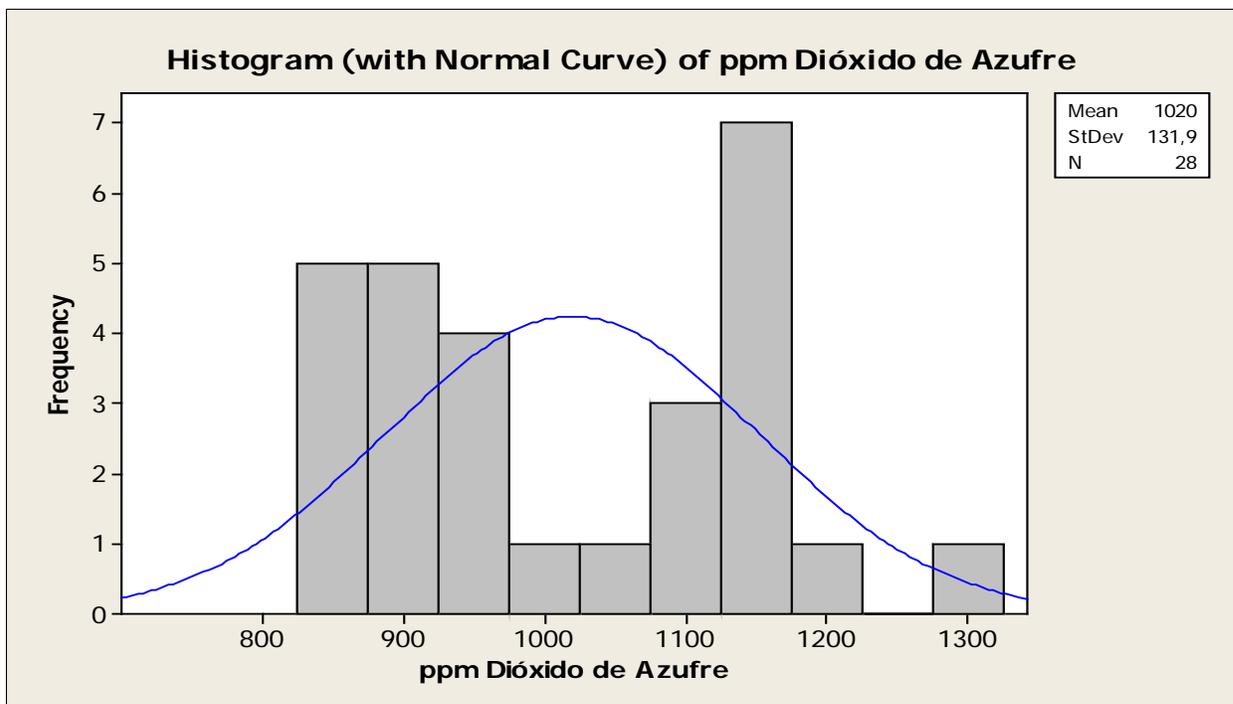


Figura D.2. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a mayo de 2006.

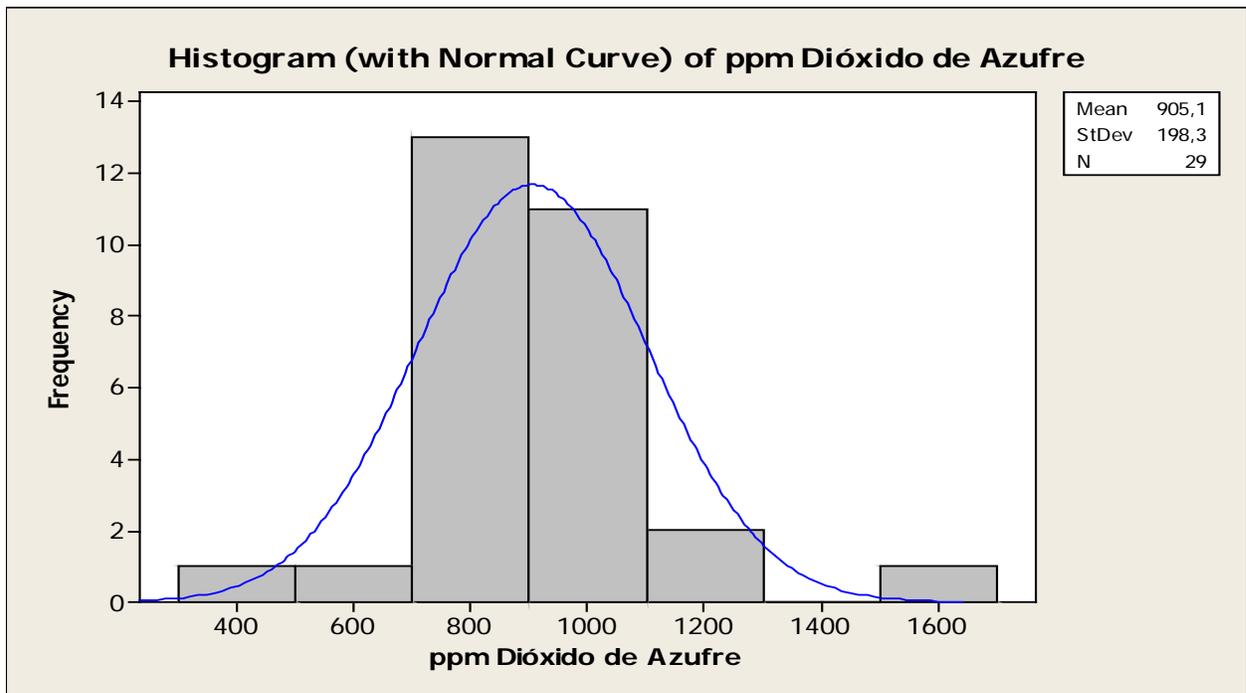


Figura D.3. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a junio de 2006.

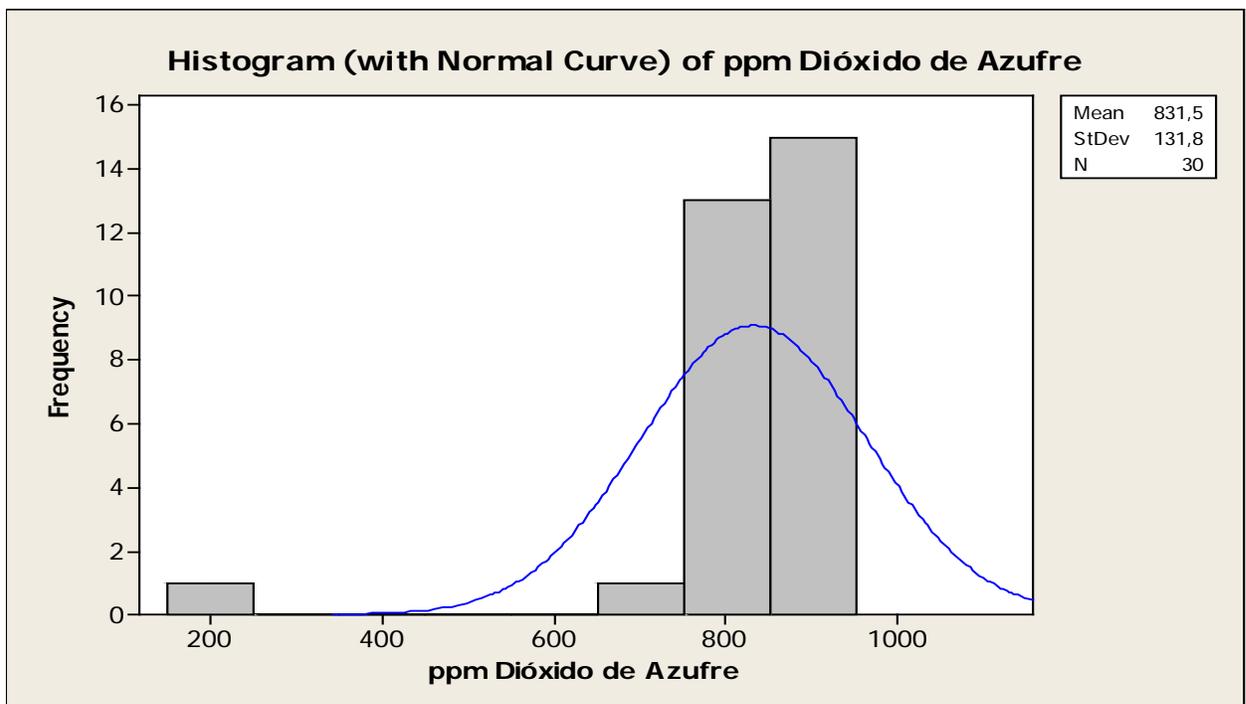


Figura D.4. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a julio de 2006.

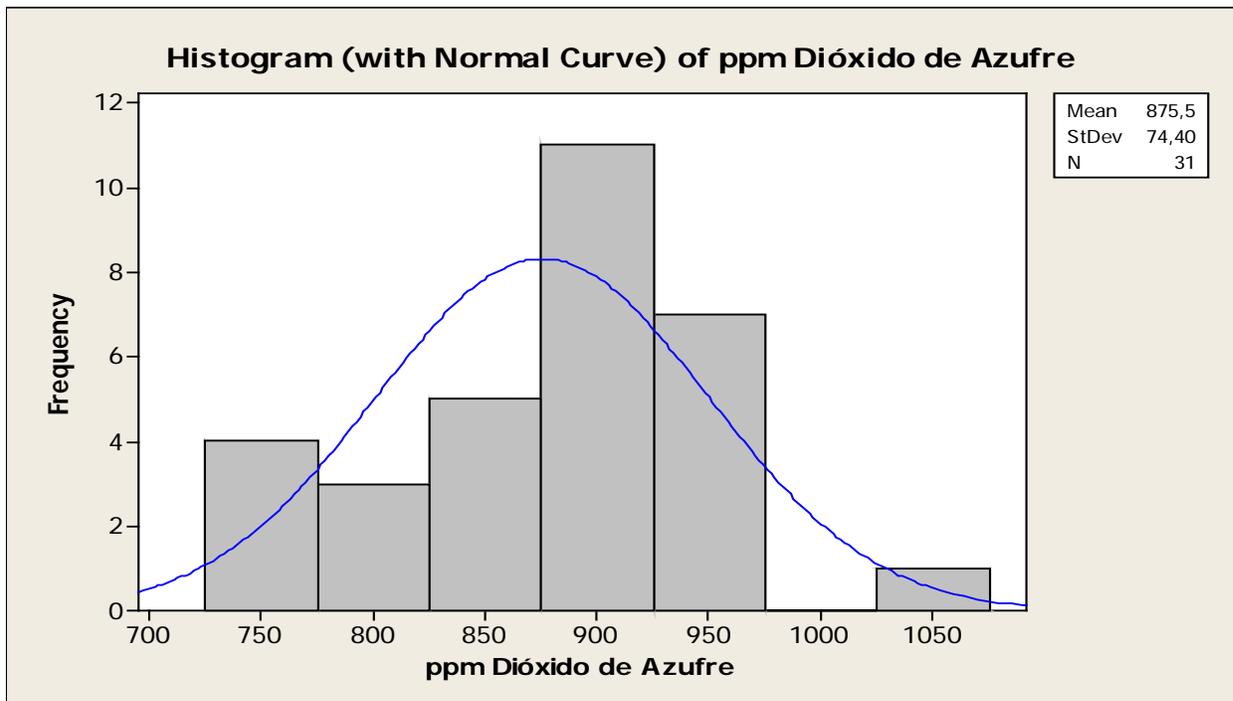


Figura D.5. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a agosto de 2006.

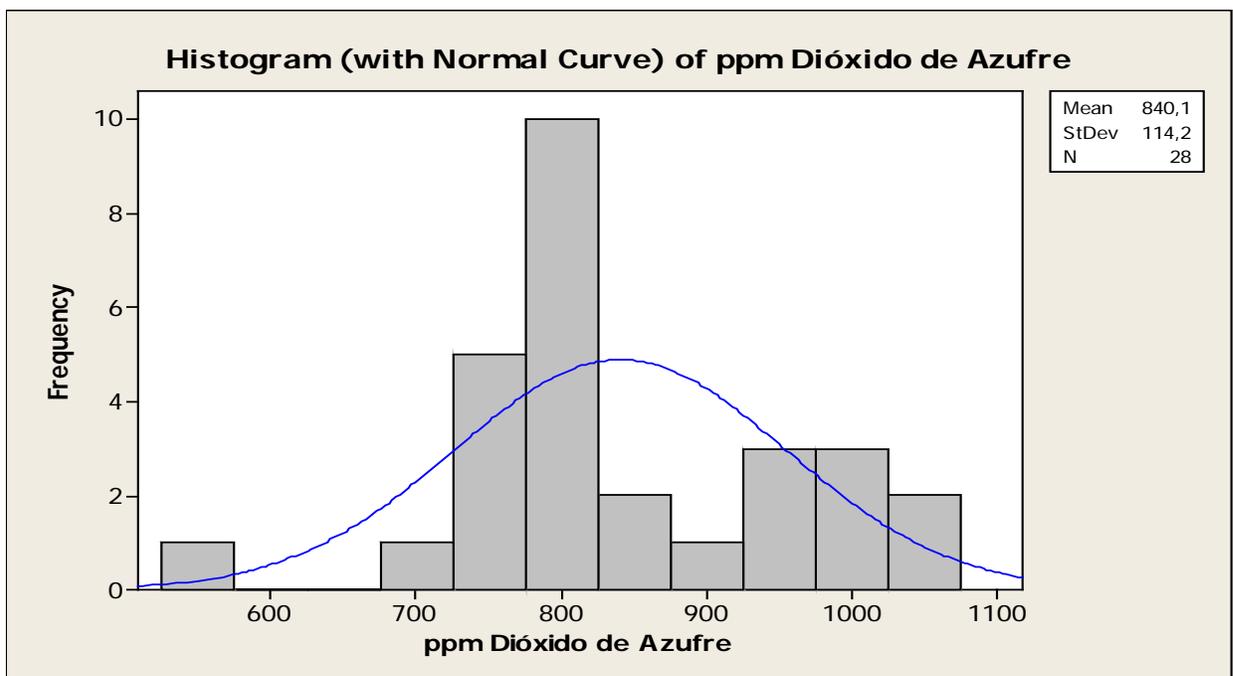


Figura D.6. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a septiembre de 2006.

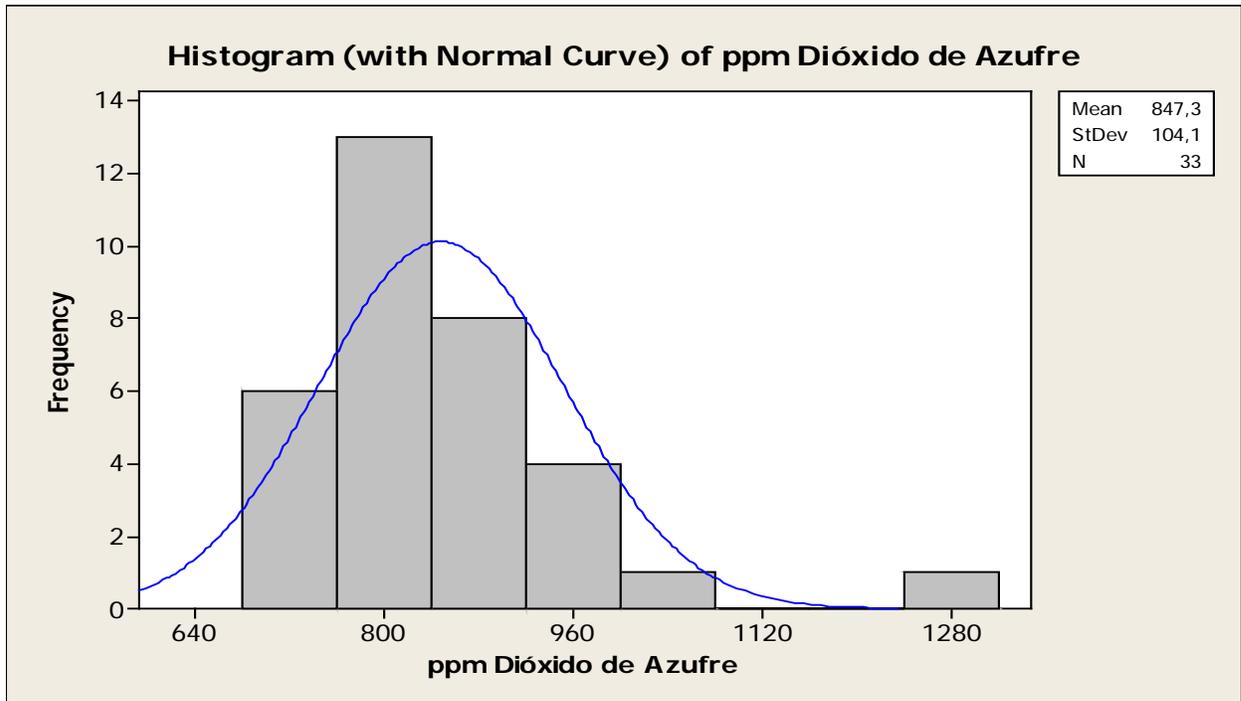


Figura D.7. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a octubre de 2006.

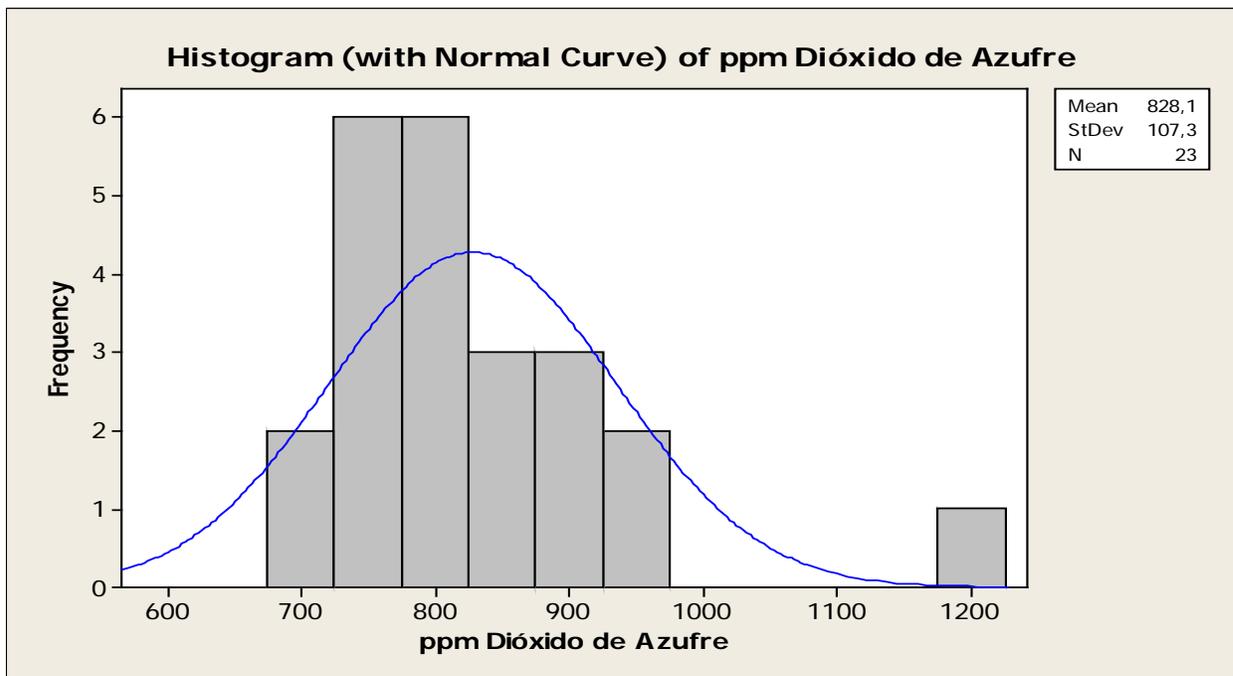


Figura D.8. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a noviembre de 2006.

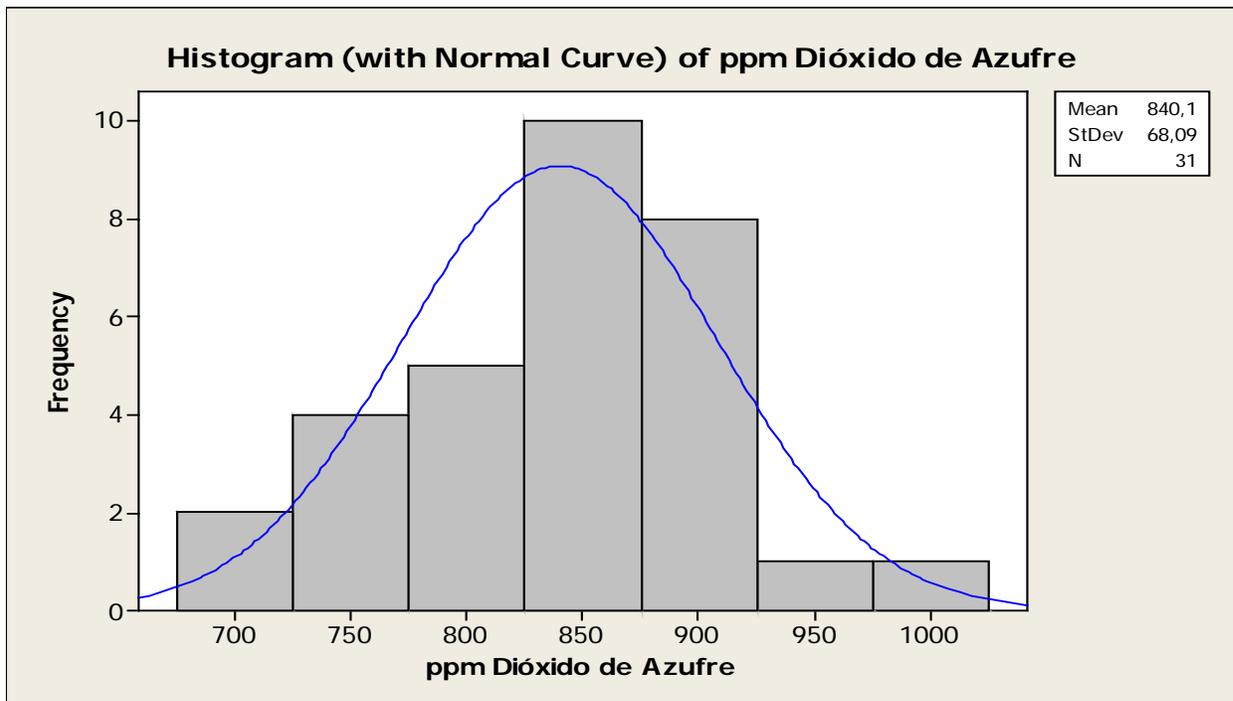


Figura D.9. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a diciembre de 2006.

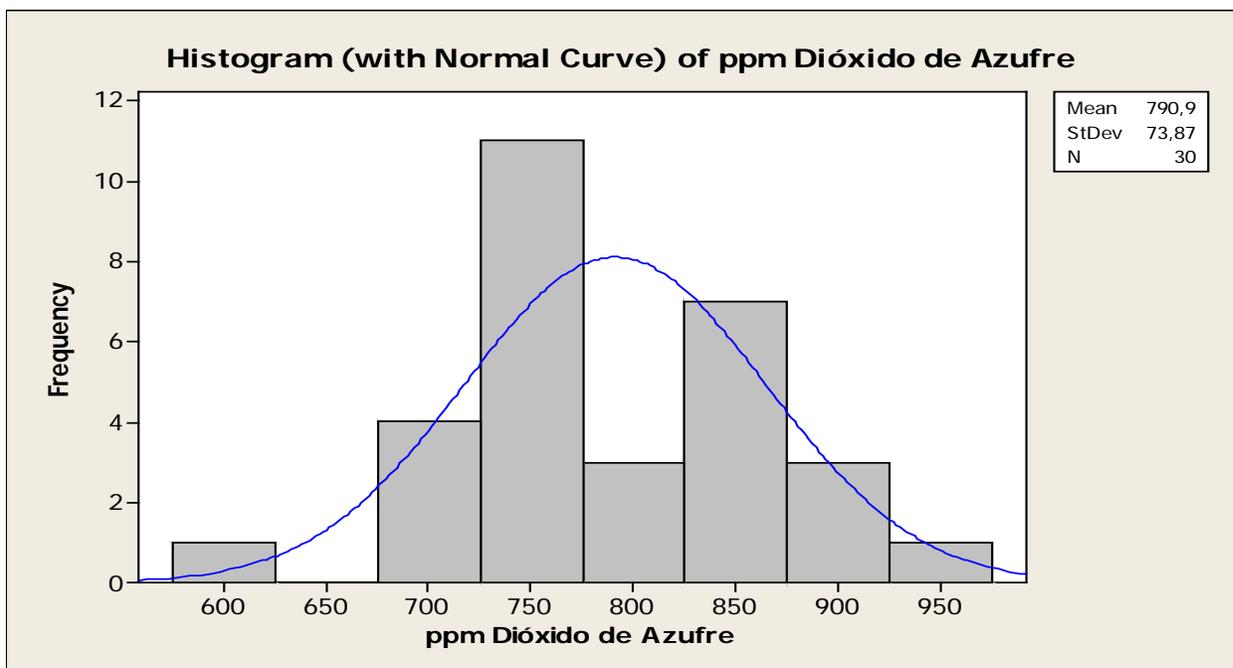


Figura D.10. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a enero de 2007.

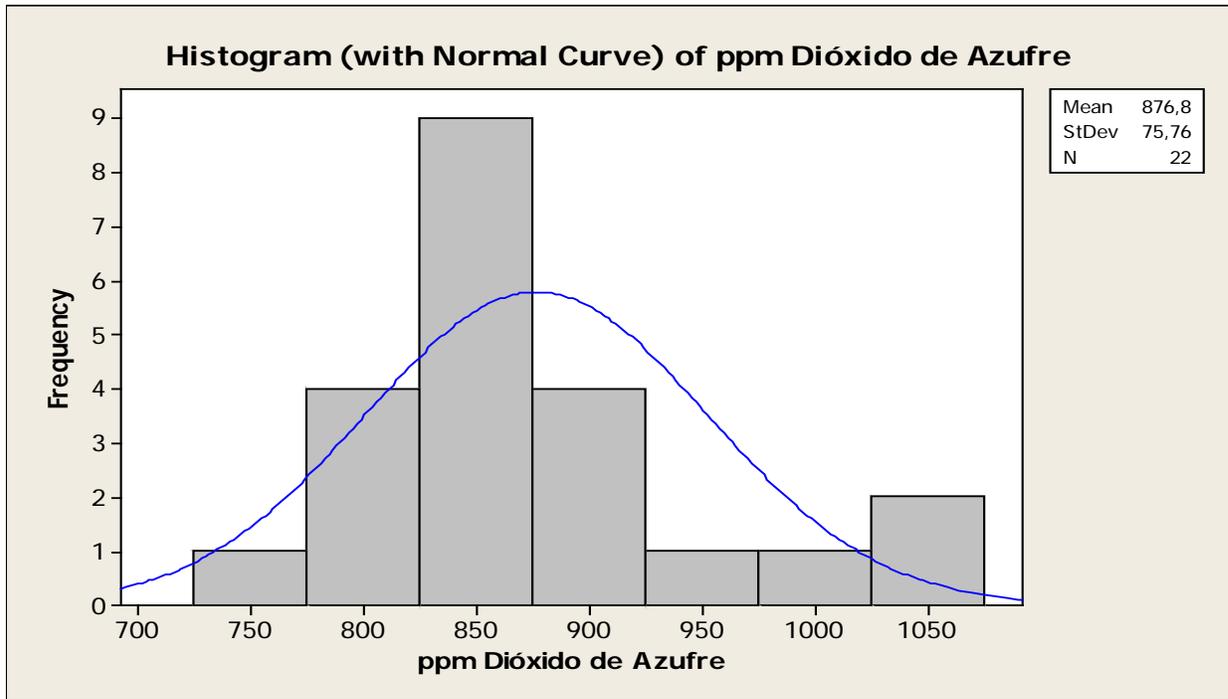


Figura D.11. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a febrero de 2007.

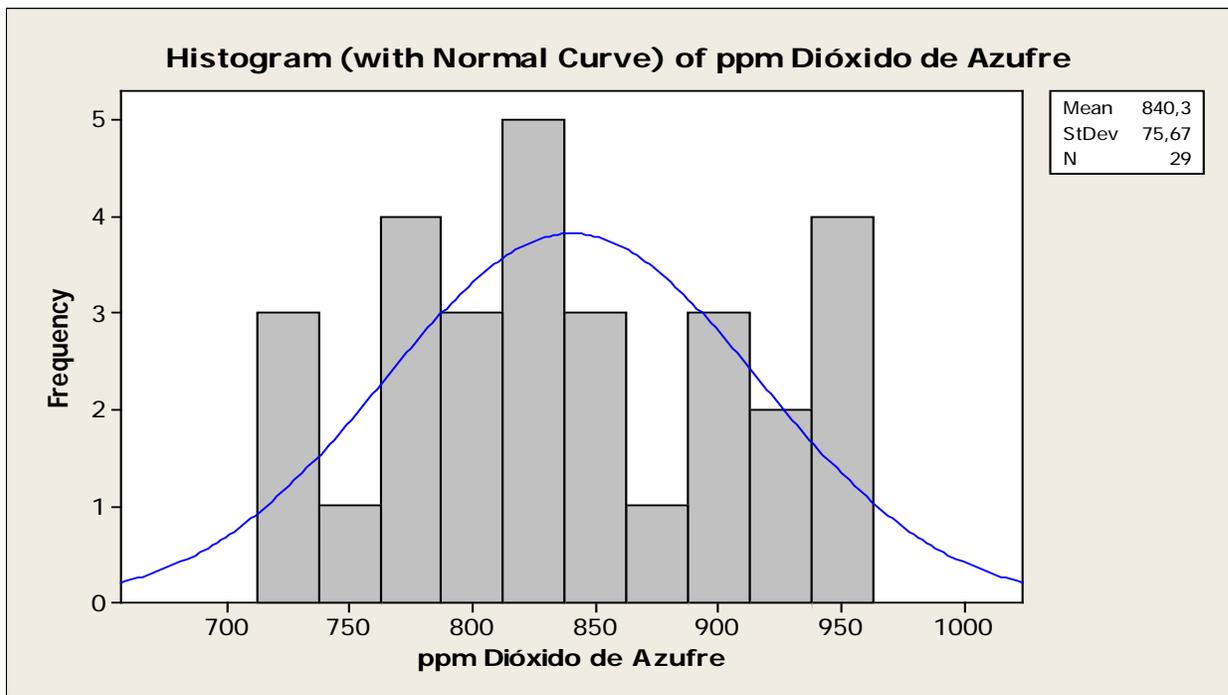


Figura D.12. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a marzo de 2007.

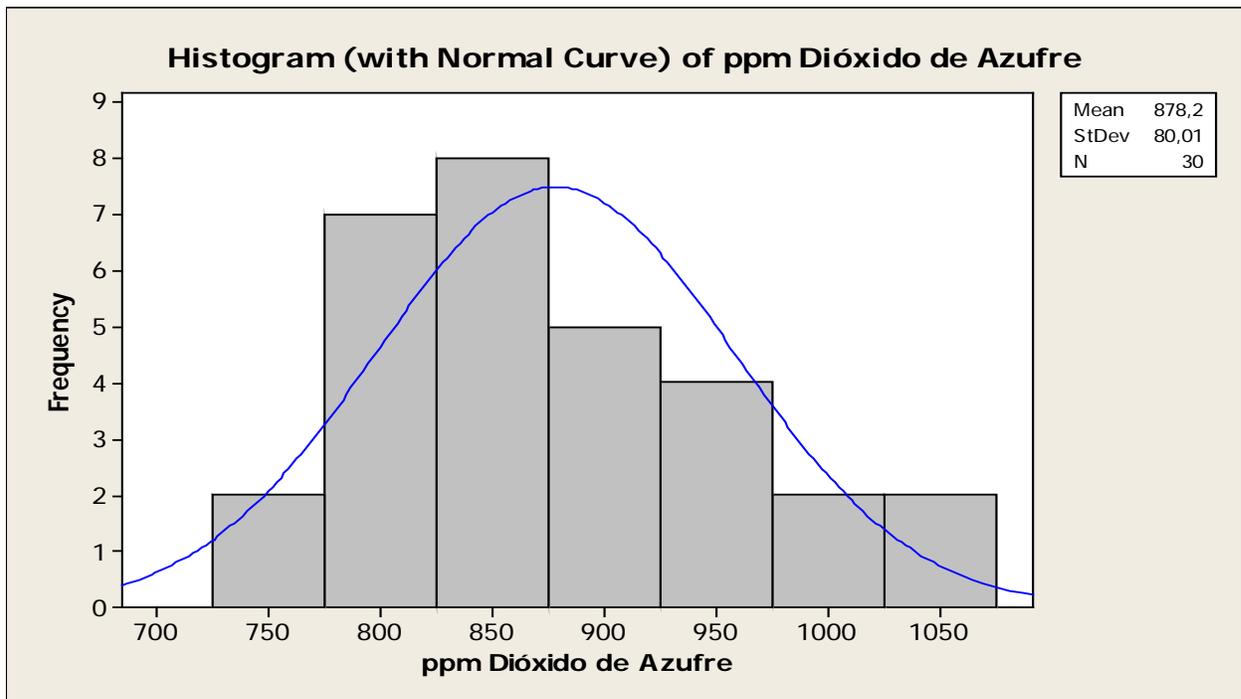


Figura D.13. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a abril de 2007.

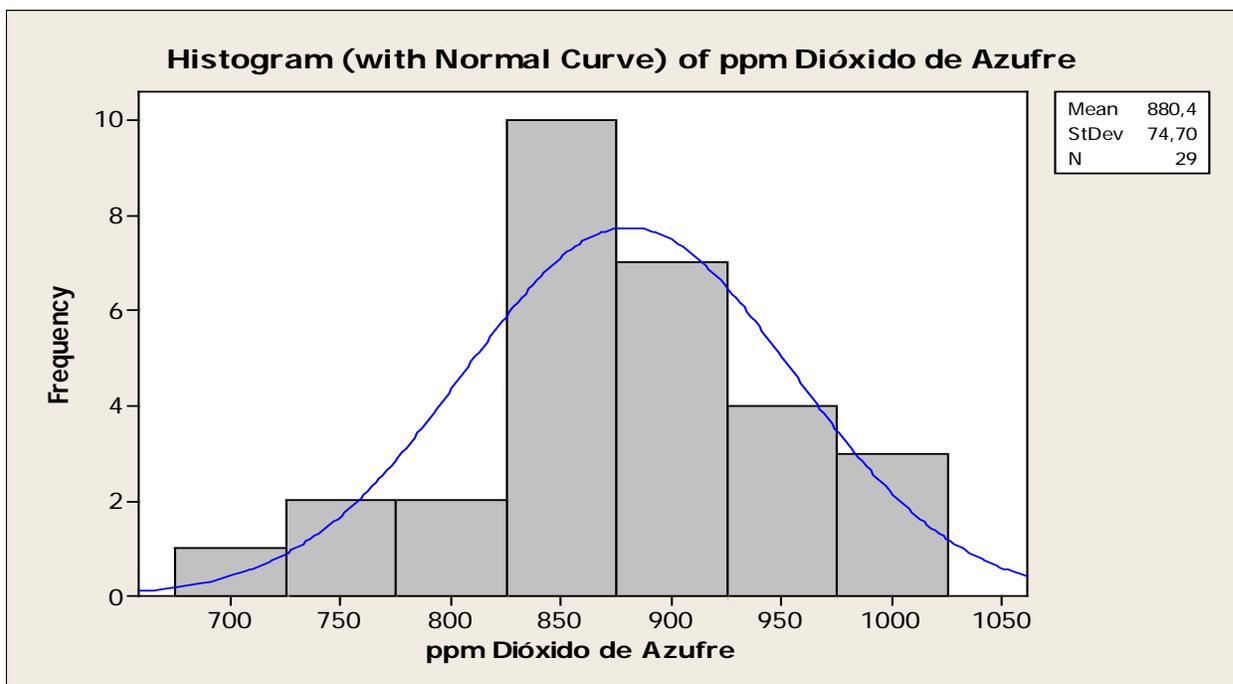


Figura D.14. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a mayo de 2007.

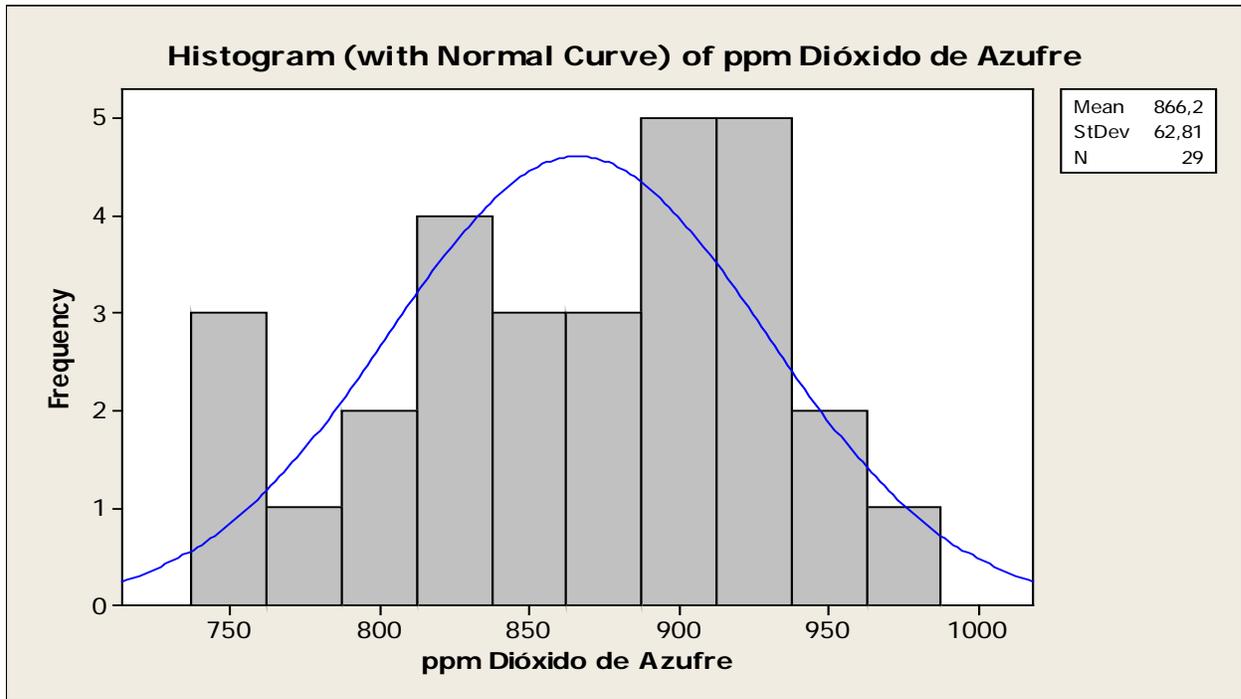


Figura D.15. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a junio de 2007.

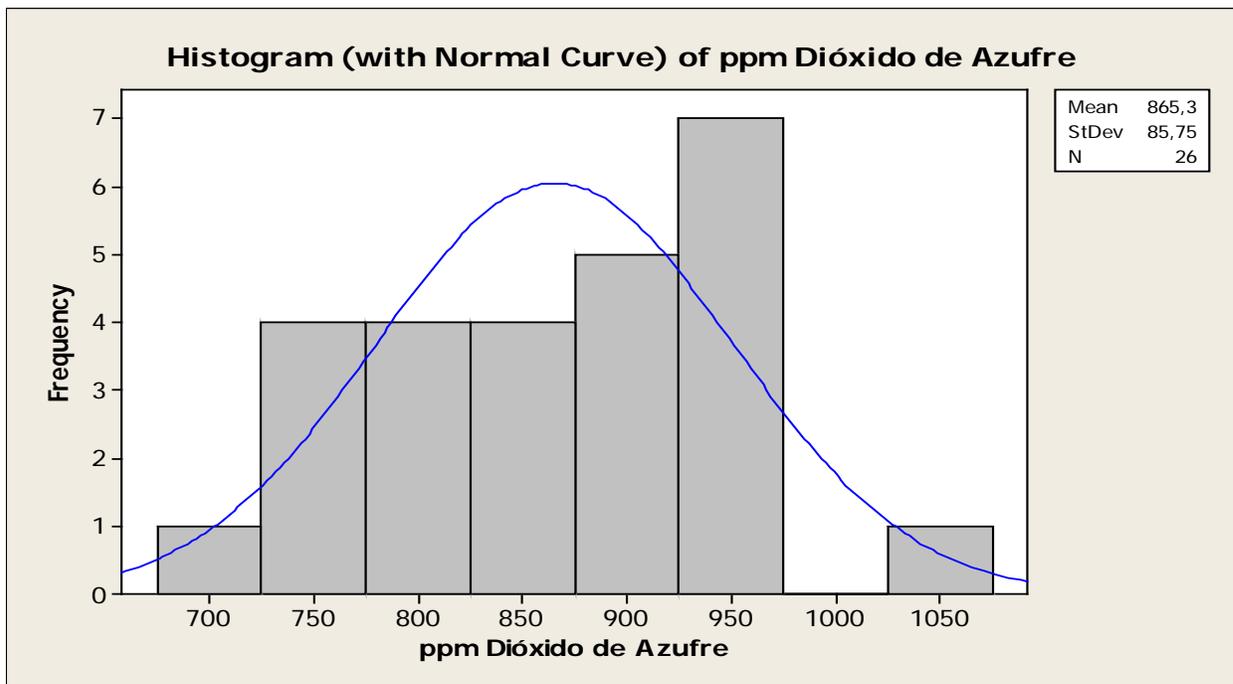


Figura D.16. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a julio de 2007.

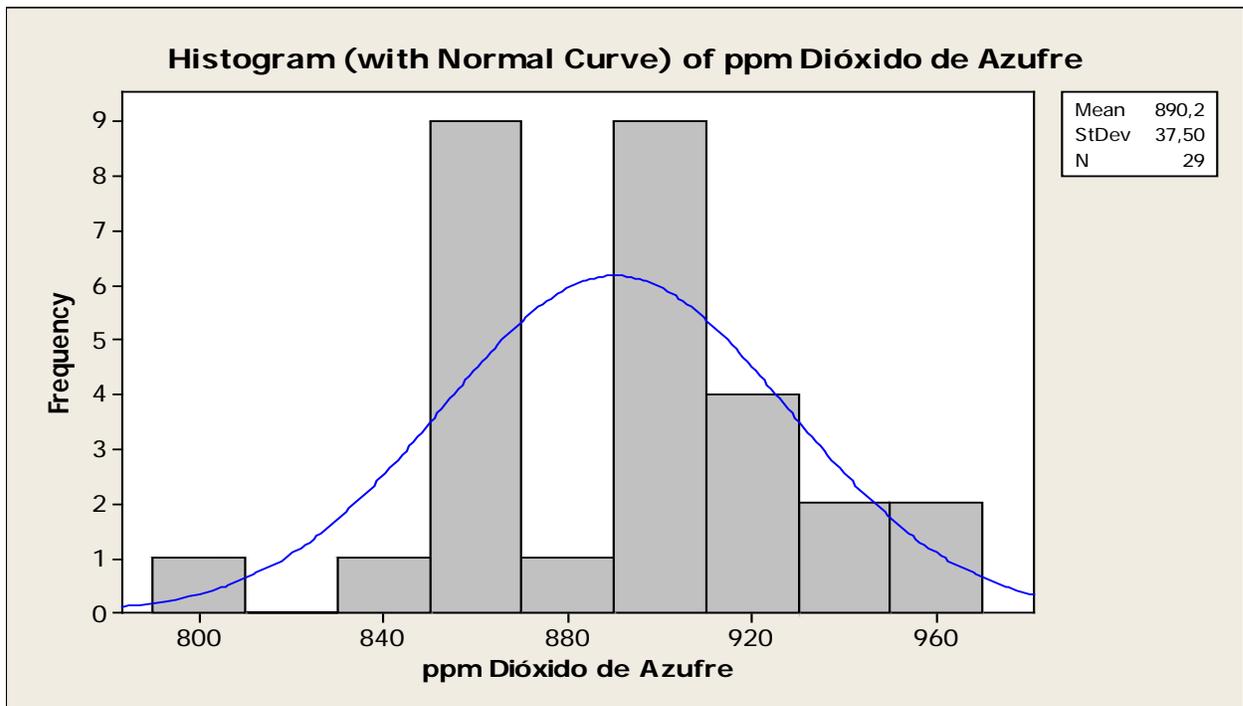


Figura D.17. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a agosto de 2007.

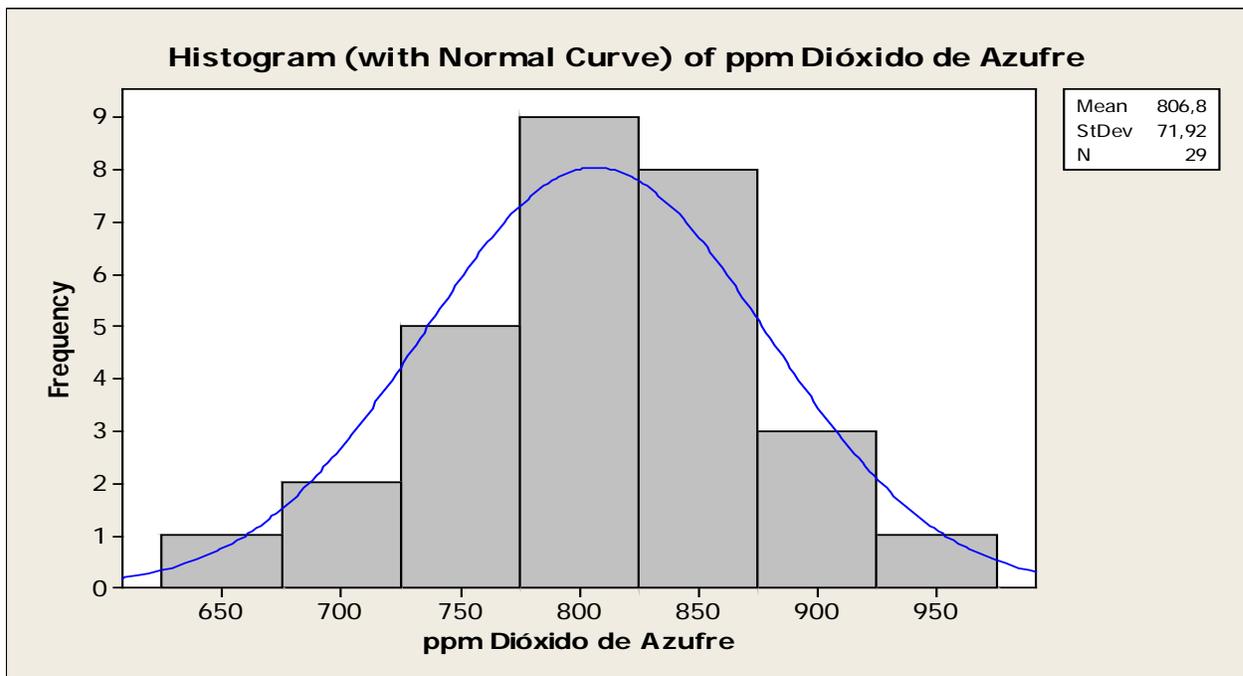


Figura D.18. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a septiembre de 2007.

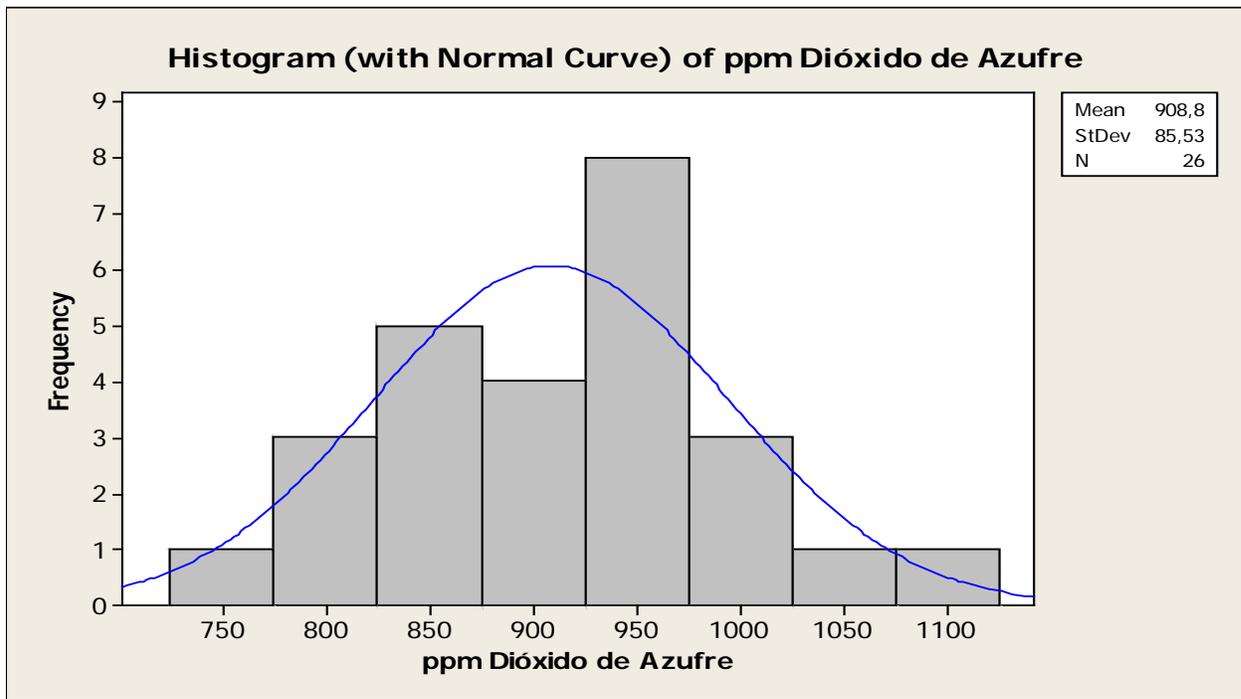


Figura D.19. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a octubre de 2007.

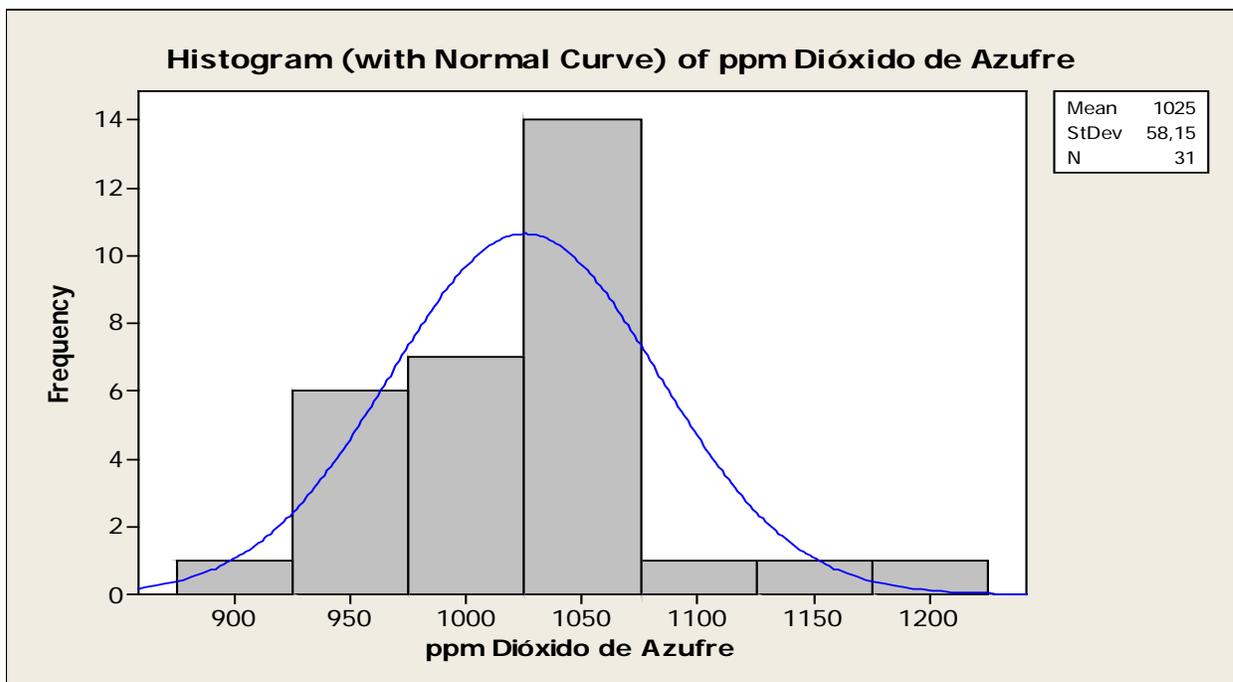


Figura D.20. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a noviembre de 2007.

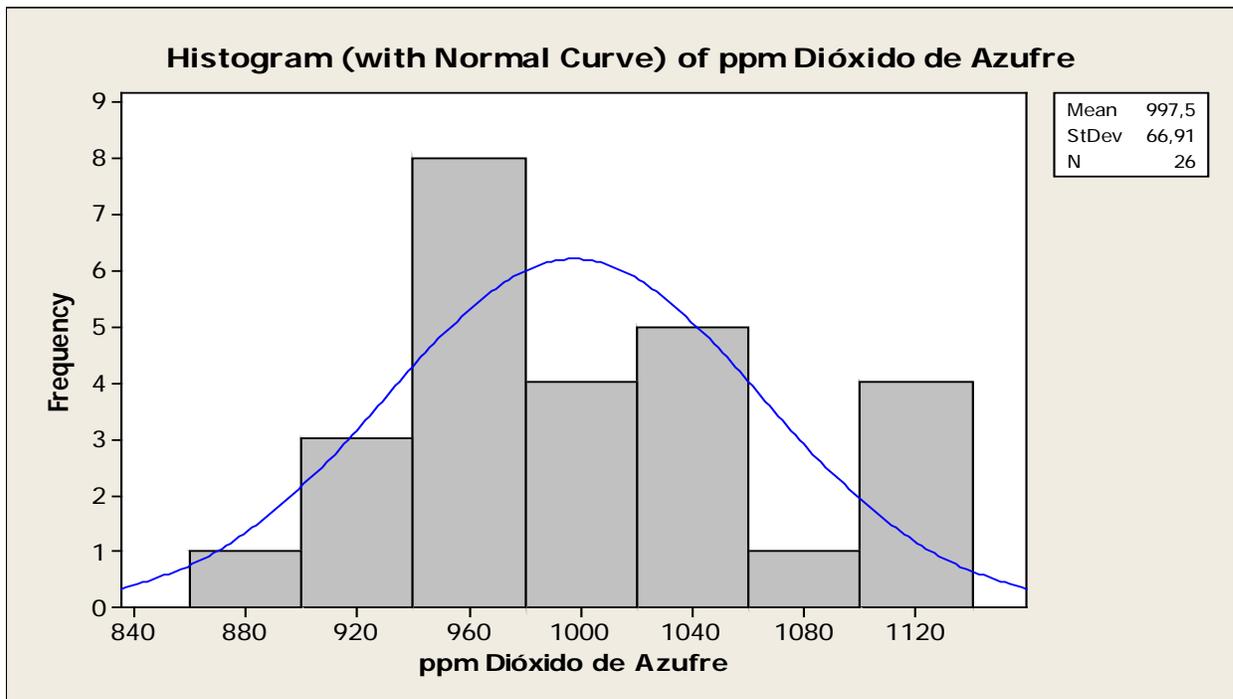


Figura D.21. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a diciembre de 2007.

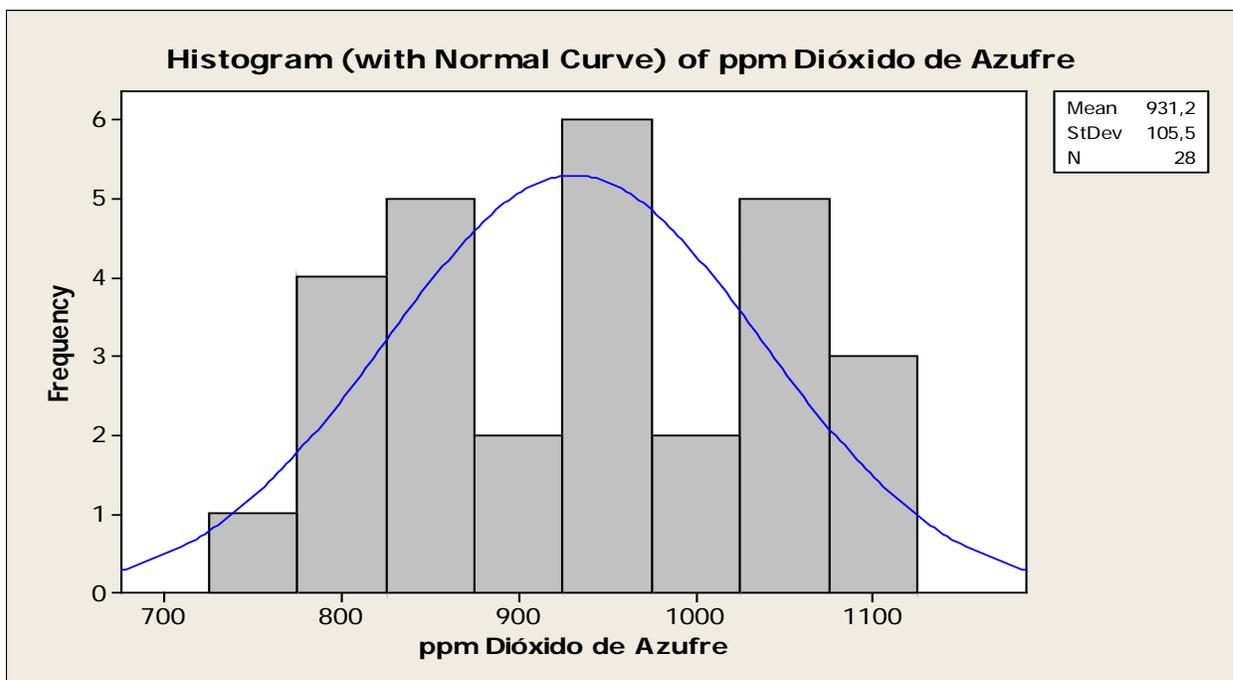


Figura D.22. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a enero de 2008.

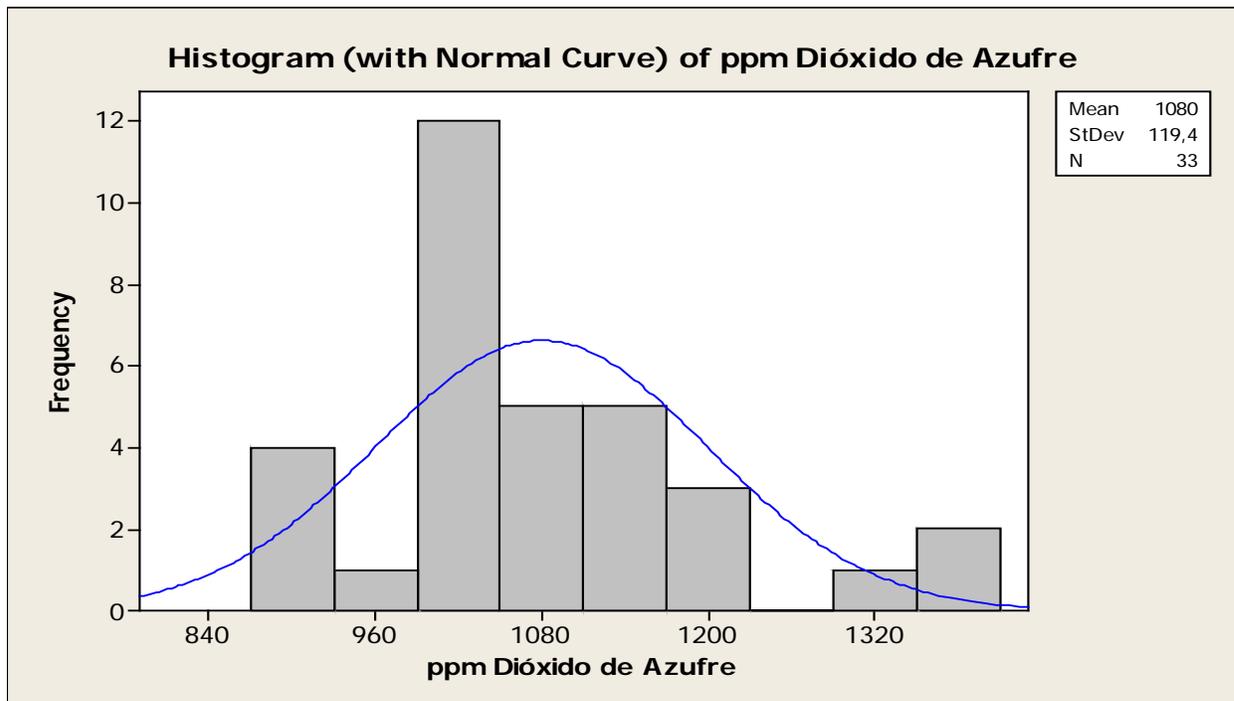


Figura D.23. Histograma de emisiones de SO₂ de la instalación 215 correspondiente a febrero de 2008.

Anexo A

Método para la determinación de SO₂ en gas de chimenea en producción de ácido sulfúrico.



PEQUIVEN

MANUAL DE MÉTODOS DE ENSAYO

PQM-561

Edición: 1

Fecha: 16/11/99

DIÓXIDO DE AZUFRE (SO₂) EN ACIDO SULFÚRICO VOLUMÉTRICO

Rev. :

Fecha:

Pag. 1 de 5

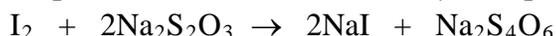
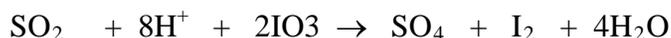
1.-ALCANCE Y APLICACIÓN

Este permite determinar dióxido de azufre (SO₂) libre en ácido sulfúrico concentrado. El límite mínimo de detección es de 0.002 % de dióxido de azufre.

2.-FUNDAMENTO

El dióxido de azufre es arrastrado de la muestra de ácido sulfúrico mediante una corriente de gas nitrógeno. El SO₂ expelido es absorbido en una solución alcalina, tratada con un exceso de iodato-ioduro en solución y este exceso es titulado con tiosulfato de sodio usando como indicador una solución de almidón.

ECUACIONES:



3.-INTERFERENCIAS

Gases oxidantes o reductores disueltos en la muestra interfieren con la titulación.

Luego de la adición del yodo, el exceso debe ser rápidamente titulado hasta el primer punto final visible, debido a que el yoduro de potasio puede ser oxidado por el aire en una solución fuertemente ácida. Se debe añadir un exceso de yoduro para estabilizar el yodo y evitar desprendimientos de este elemento.

La reacción yodo/yodato depende de la adición de un exceso de reactivo. La reacción es lenta y en ocasiones puede notarse un corrimiento del punto final.

No deben emplearse soluciones indicadoras estabilizadas con ácido bórico. Por ejemplo, algunas soluciones de almidón son estabilizadas con este ácido, esto no es aceptable debido a que el volumen del titulante depende de la cantidad del indicador usado.

Algunas soluciones de tiosulfato de sodio preparadas, tienen bicarbonato de sodio para estabilizar y alargar su tiempo de vida. Debido a que esto puede influenciar la titulación por medio de la acidez total, es preferible usar una solución de tiosulfato neutra para este proceso.

Sí no es posible obtener una solución de tiosulfato neutra, esta debe ser estandarizada contra un ácido estándar pero el yodo no debe ser estandarizado contra el tiosulfato.



4.-EQUIPOS Y MATERIALES

- 4.1.- Frasco lavador de 125 ml, conectado a una trampa de seguridad para prevenir succión en retorno del ácido.
- 4.2.-Frasco lavador, 125ml, con disco burbujeador de vidrio (fritted) en el tubo.
- 4.3.-Frasco lavador, 250ml con disco burbujeador en el tubo.

5.-REACTIVOS.

- 5.1- Ácido sulfúrico (H_2SO_4) (1+5). Mezclar cuidadosamente y con agitación un volumen de ácido sulfúrico concentrado con 5 volúmenes de agua.
- 5.2- Tiosulfato de sodio ($Na_2S_2O_3$) 0.1 N. Ver PQM-1045, manual de soluciones. Tener presente la NO ADICION de Na_2CO_3 al preparar la solución.
- 5.3- Tiosulfato de sodio ($Na_2S_2O_3$) 0.01 N: Medir 100ml de la solución de tiosulfato 0.1N, adicionar en un balón de un litro y diluir hasta la marca con agua. Guardar las mismas consideraciones que para el punto 5.4.
- 5.4- Yoduro de potasio (KI) - Yodato de potasio (KIO_3): Disolver 4g de yodato de potasio (KIO_3) y 100g de yoduro de potasio (KI) en agua y diluir a un litro.
- 5.5- Indicador de almidón. (10g/l).Ver PQM-4005, manual de soluciones. Ó preparar como sigue: Mezclar 100 ml de agua con 100 ml de glicerina, hervir vigorosamente. Adicionar una pasta delgada que contenga 1 g de almidón en una mínima cantidad de agua. Hervir durante 3 minutos y enfriar.
- 5.6- Solución de Hidróxido de sodio (NaOH): 4g/l.

6.-PROCEDIMIENTO.

- 6.1- Instalar el sistema mostrado en la figura 1.
- 6.2- Mediante un cilindro graduado, transferir 50 ml de muestra al frasco lavador de 125ml y conectar la botella de seguridad. Definir los mililitros de muestra usados como W..
- 6.3- Colocar alrededor de 100ml de la solución de NaOH en el frasco lavador de 250ml y conectar al frasco de 125ml.
- 6.4- Hacer circular gas nitrógeno por el aparato a 20l/h durante tres (3) horas.
- 6.5- Desconectar la botella con la solución de NaOH y cerrar el flujo de nitrógeno. Lavar el bulbo del tubo con agua dentro de la botella., medir 5 ml de la solución KIO_3 -KI, añadir a la botella y mezclar.
- 6.6- Agregar 5ml de ácido sulfúrico (1+5) , dos (2) ml de la solución indicadora de almidón y titular con tiosulfato de sodio 0.01N, hasta el color azul . Registrar el volumen de tiosulfato usados como A. (Sí el color azul no es muy evidente, repetir el proceso con 25 ml de muestra)
- 6.7- Repetir el proceso con 50 ml de agua. Registrar el volumen de tiosulfato como B.
- 6.8- Sí la retrovaloración de la muestra requiere más de 30ml de tiosulfato, repetir las determinaciones del blanco y la muestra usando 2 ml de solución KIO_3 -KI.



7.-CÁLCULOS

$$\% \text{ SO}_2 = \frac{(B-A) \times N \times 0.032}{W \times sp} \times 100$$

Donde:

- A = Volumen de tiosulfato en la titulación de la muestra, ml
- B = Volumen de tiosulfato en la titulación del blanco, ml
- N = Normalidad del tiosulfato de sodio, eq/l
- W = Volumen de muestra, ml
- D = Gravedad específica de la muestra, g/ml

8.-BIBLIOGRAFÍA.

Annual Book of ASTM Standards, 1995. Volumen 15.05.Method E-223-68

FIGURA 1

