

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**“MODELADO Y AUTOMATIZACIÓN DE
PLANTA OXÍGENO N° 2, CODELCO,
DIVISIÓN EL TENIENTE”.**

Claudia Gutiérrez T.

Profesor Guía:
Horacio Aros M.

2008

RESUMEN

Codelco, División el Teniente cuenta con tres Plantas de Oxígeno, las que proveen de oxígeno de una pureza del 95-97%, a los procesos de fusión-conversión llevados a cabo en los Convertidores Teniente y Pierce Smith de la Fundición Caletones.

Si bien POX-3, satisface totalmente los requerimientos de oxígeno de la fundición, a partir del año 2014 es altamente probable que aumenten la capacidad de fundición de concentrado y por lo tanto también los requerimientos de oxígeno. Por este motivo la POX-2 deberá para ese entonces, entrar en operación con un sistema de control actualizado y a la par con POX-3.

En este trabajo de titulación se entregan las bases para lograr automatizar la POX-2, a través de nuevos lazos de control que permitan estabilizar y mejorar el funcionamiento de la planta.

El pilar fundamental de la filosofía de control propuesta es el cálculo del caudal de aire necesario para el requerimiento de oxígeno. A partir de un modelo de balance de masa fue posible obtener la correlación para calcular este parámetro, y luego obtener las correlaciones restantes para las distintas corrientes implicadas en el proceso y enlazarlas bajo el cálculo de este factor principal.

El comportamiento de las columnas de destilación, el equipo principal del proceso, frente las perturbaciones que puede presentar el sistema, son analizadas mediante las rectas operativas de cada una de las columnas.

Para llevar a cabo este proyecto, se requiere de una inversión de aproximadamente US\$ 170.630.

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer en primer lugar a mis padres Oscar y Adelina, quienes con su cariño y apoyo me motivaban y daban las fuerzas para seguir adelante a lo largo de todos estos años de estudio. También a mi hermano Marcelo, quien estuvo a mi lado en esta última etapa.

Quiero agradecer también a todo el personal de POAN, en especial a Don Rolando Maluenda, Waldo Urzúa, Carlos Droguett y Don “Gato” Villegas y a todos los operarios de la planta, quienes siempre tuvieron la mejor de las disposiciones para guiarme y ayudarme en la realización de este trabajo.

Y por último agradecer al Profesor Horacio Aros, quien siempre estuvo dispuesto a aclarar mis dudas a pesar de su poca disponibilidad de tiempo.

INDICE DE CONTENIDOS

| | | |
|-------------------|---|-----------|
| CAPITULO 1 | INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1.1 | Planteamiento del Problema | 1 |
| 1.2 | Objetivos | 3 |
| 1.3 | Antecedentes Generales de Fundición Caletones | 4 |
| 1.4 | Plantas De Oxígeno | 7 |
| CAPITULO 2 | PROCESO PLANTA DE OXÍGENO | 10 |
| 2.1 | Filtración | 14 |
| 2.2 | Compresión | 15 |
| 2.21 | Compresor Sulzer | 16 |
| 2.3 | Enfriamiento y Lavado de Aire | 17 |
| 2.3.1 | Unidad de Enfriamiento y Lavado E.01/E.02 | 17 |
| 2.4 | Purificación | 18 |
| 2.4.1 | Botellas de Purificación | 21 |
| 2.4.2 | Botellas de Purificación R.01A/R01B | 22 |
| 2.5 | Enfriamiento y Expansión | 23 |
| 2.5.1 | Turbinas de Expansión | 24 |
| 2.5.2 | Turbinas de Expansión D.01/D.02 y Compresores Booster C.02/C.03 | 24 |
| 2.6 | Destilación Y Purificación En Frío | 26 |
| 2.6.1 | Intercambiador de calor (E04) | 27 |
| 2.6.2 | Columna K01 de Presión Media | 28 |
| 2.6.3 | Vaporizador E07 | 29 |
| 2.6.4 | Subenfriadores E.05 y E.06 | 31 |
| 2.6.5 | Columna K02 de Presión Baja | 31 |
| 2.6.6 | Vaporizador E.08 | 33 |
| 2.6.7 | Separador B.01 | 33 |
| 2.6.8 | Bombas de Oxígeno Líquido | 34 |
| 2.6.9 | Filtro De Hidrocarburos | 35 |
| 2.7 | Equipos Sistema De Almacenamiento Y Entrega De O2 | 36 |
| 2.8 | Torres De Enfriamiento | 38 |
| 2.8.1 | Torre de Enfriamiento TOEN.002 | 40 |
| 2.8.2 | Sistemas de Refrigeración | 43 |
| 2.9 | Sistema de Distribución de Nitrógeno | 44 |
| CAPITULO 3 | LAZOS DE CONTROL | 46 |
| 3.1 | Válvulas Automáticas | 48 |
| 3.1.1 | Controles de Presión | 48 |
| | PIC 226 | 48 |
| | PIC 201 | 50 |
| | PIC 400 | 50 |
| 3.1.2 | Controles de Nivel | 53 |
| | LIC 242 | 53 |
| | LIC 232 | 53 |
| | LIC 246 | 53 |
| 3.1.3 | Bypass Compresor C.02/03, HIC 744/844B | 56 |
| 3.2 | Válvulas Manuales | 60 |
| 3.2.1 | Álabes del Compresor C.01, ZT085 | |
| 3.2.2 | HIC 705/805 | 61 |

| | | |
|--|--|----------------|
| 3.2.3 | HIC 212 | 63 |
| 3.2.4 | HIC 220 | 64 |
| 3.2.5 | HIC 240 y HIC 234 | 64 |
| 3.2.6 | HIC 233 | 64 |
| 3.3 | Conclusiones | 69 |
| CAPITULO 4 MODELO COLUMNA DESTILACION | | 70 |
| 4.1 | Configuración Doble columna de Destilación K01-K02 de POX2 | 71 |
| 4.1.1 | Columna K01 de Media Presión | 71 |
| 4.1.2 | Columna K02 de Baja Presión | 72 |
| 4.2 | Balances de Masa y Energía | 74 |
| 4.2.1 | Balances de masa | 79 |
| 4.2.2 | Balances de Energía | 84 |
| 4.3 | Comparación entre datos de Diseño y Modelo | 94 |
| 4.4 | Gráficas de Equilibrio | 95 |
| 4.4.1 | Columna de Media Presión | 95 |
| 4.4.2 | Columna de Baja Presión | 99 |
| 4.5 | Análisis de Resultados | 101 |
| CAPITULO 5 ANÁLISIS DE CONDICIONES OPERATIVAS | | 103 |
| 5.1 | Datos Operativos | 104 |
| 5.1.1 | Flujo de GOX | 105 |
| 5.1.2 | Flujo de Aire | 106 |
| 5.1.3 | Flujo de WN2 | 107 |
| 5.1.4 | Flujo de NG | 108 |
| 5.1.5 | Pureza de GOX | 109 |
| 5.1.6 | Pérdidas de O2 por WN2 y NG | 110 |
| 5.2 | Parámetros que afectan la Pureza del GOX | 111 |
| 5.2.1 | Cambio en el flujo de oxígeno | 111 |
| | Disminución de la corriente de producto | 111 |
| | Aumento del flujo de producto | 113 |
| 5.2.2 | Cambio en el reflujo de columna de baja presión, líquido pobre | 114 |
| | Aumento del reflujo | 114 |
| 5.2.3 | Cambio de las condiciones de la alimentación | 117 |
| | Aumento del porcentaje de líquido, "q" | 117 |
| | Disminución de q | 119 |
| 5.3 | Conclusiones | 120 |

| | | |
|------------------------------|---|------------|
| CAPITULO 6 | MODELO SIMPLIFICADO | 121 |
| 6.1 | Correlación para Aire de Entrada | 122 |
| 6.1.1 | Balance de Masa | 122 |
| 6.2 | Correlación para NG | 124 |
| 6.3 | Correlación para WN2 | 124 |
| 6.4 | Correlación para Líquido Rico | 124 |
| 6.5 | Correlación para Líquido Pobre | 127 |
| 6.6 | Comparación entre datos nominales y modelos | 129 |
| 6.6.1 | Flujo de Aire Total | 129 |
| 6.6.2 | Flujo de NG | 130 |
| 6.6.3 | Flujos de WN2, Líquido Rico y Líquido Pobre | 131 |
| 6.7 | Comparación de modelo con datos operativos | 132 |
| 6.7.1 | Datos operativos a condiciones normales | 133 |
| 6.7.2 | Análisis de Resultados | 137 |
| 6.7.3 | Ajustes para Correlación de flujo NG y WN2 | 138 |
| 6.8 | Corrección del modelo para 90% de carga. | 142 |
| 6.8.1 | Correlación para Aire 90% de carga. | 143 |
| 6.8.2 | Correlación para NG 90% de carga. | 146 |
| 6.8.3 | Correlación para WN2 90% de carga. | 147 |
| 6.9 | Análisis de Resultados | 148 |
| | | |
| CAPITULO 7 | NUEVA ESTRATEGIA DE CONTROL | 150 |
| 7.1 | Principio de Control | 151 |
| 7.2 | Control de Caudal de Aire | 152 |
| 7.3 | Control de caudal de Nitrógeno de K01 | 155 |
| 7.4 | Control de Caudal de Líquido Pobre | 158 |
| 7.5 | Control del Caudal de Líquido Enriquecido y Control de Nivel (LR) | 160 |
| 7.6 | Control de Caudal de Nitrógeno Residual (WN2 K02) | 164 |
| 7.7 | Instrumentación Adicional | 165 |
| 7.9 | Características de los Equipos | 165 |
| 7.8 | Conclusiones | 168 |
| | | |
| CAPÍTULO 8 | EVALUACIÓN ECONÓMICA | 169 |
| 8.1 | Costos Asociados | 169 |
| 8.1.1 | Capital de Inversión | 169 |
| 8.1.2 | Costos de Producción | 170 |
| 8.1.3 | Gastos Planta en Stand By | 170 |
| 8.2 | Evaluación Económica | 171 |
| 8.2.1 | Beneficios | 171 |
| 8.3 | Análisis de Resultados | 173 |
| | | |
| CONCLUSIÓN | | 174 |
| | | |
| REFERENCIA BIBLIOTECA | | 177 |
| | | |
| ABREVIATURAS | | 179 |
| | | |
| ANEXO A | BALANCES DE MASA Y ENERGÍA | 180 |
| A.1 | Planteamiento de Ecuaciones para el Balance de Energía | 180 |

| | | |
|----------------|--|------------|
| A.2 | Análisis Curvas de Equilibrio | 191 |
| A.3 | Balance de Masa y Energía Sistema Compresor –Turbina, Intercambiador E04 y vaporizador E08 | 197 |
| A.4 | Balance Másico Tope Columna de Destilación K02. | 198 |
| ANEXO B | FUNDAMENTOS DE DESTILACION | 199 |
| B.1 | Proceso De Destilación Continua | 199 |
| B.2 | Datos De Equilibrio Líquido – Vapor (Elv) | 202 |
| | B.2.1 Valores K y Volatilidad Relativa | 202 |
| | B.2.2 Sistemas Ideales | 204 |
| B.3 | Diagramas de fase | 205 |
| B.4 | Agotamiento (“Stripping”), Rectificación y Fraccionamiento | 207 |
| B.5 | Balances de Materia y Energía | 210 |
| B.6 | Diagrama de McCabe-Thiele: Fundamentos | 212 |
| | B.6.1 Diagramas de McCabe-Thiele: Ecuaciones de líneas | 215 |
| B.7 | Producción De Oxígeno Por Medio De La Destilación De Aire | 221 |
| | B.7.1 Proceso Linde | 221 |
| | B.7.2 Proceso Claude | 222 |
| ANEXO C | CORRELACIONES | 225 |
| ANEXO D | INSTRUMENTACIÓN | 227 |
| ANEXO E | COTIZACIONES | 246 |

INDICE DE TABLAS

| | | |
|------------|---|-----|
| Tabla 2.1 | Composición Del Aire | 13 |
| Tabla 2.2 | Composición Del Aire | 19 |
| Tabla 2.3 | Valores Permitidos De Hidrocarburos En Oxígeno | 36 |
| Tabla 4.1 | Listado de Flujos | 78 |
| Tabla 4.2 | Variables de entrada | 79 |
| Tabla 4.3 | Flujos Calculados (Nm ³ /h) | 81 |
| Tabla 4.4 | Resultados | 81 |
| Tabla 4.5 | Variables de Entrada | 83 |
| Tabla 4.6 | Flujos Calculados (Nm ³ /h) | 83 |
| Tabla 4.7 | Condiciones de Entrada Calculadas para Flujos de aire | 88 |
| Tabla 4.8 | Condiciones de Entrada Calculadas LP y LR | 92 |
| Tabla 4.9 | Comparación Flujos | 94 |
| Tabla 4.10 | Comparación Presiones | 94 |
| Tabla 6.1 | Composiciones Nominales | 123 |
| Tabla 6.2 | Composiciones Nominales | 125 |
| Tabla 6.3 | Comparación Correlación Aire con Datos Nominales | 129 |
| Tabla 6.4 | Comparación Correlación NG con Datos Nominales | 130 |
| Tabla 6.5 | Comparación Correlación LP y LR con datos Nominales | 131 |
| Tabla 8.1 | Costo Instrumentos | 168 |
| Tabla 8.2 | Costo Asociados a Equipos | 169 |
| Tabla 8.3 | Otros gastos | 169 |
| Tabla 8.4 | Costos de Producción | 170 |
| Tabla 8.5 | Gastos Planta Detenida | 171 |
| Tabla 8.8 | Ahorro Energético | 172 |
| Tabla B.1 | Relaciones Entre Q, Línea-Q , Y Flujos De La Columna | 219 |

INDICE DE FIGURAS

| | | |
|-------------|---|----|
| Figura 1.1 | Esquema del Proceso de Fundición Caletones | 6 |
| Figura 1.2 | Esquema entrega de Oxígeno | 7 |
| Figura 1.3 | Esquema Entrega de Nitrógeno | 9 |
| Figura 2.1 | Diagrama de Flujo Proceso de Separación de Aire | 10 |
| Figura 2.2 | Diagrama Esquemático de una Planta de Oxígeno (O2) | 11 |
| Figura 2.3 | Filtro Entrada Compresor F.01 | 14 |
| Figura 2.4 | Compresor Sulzer C.01 | 16 |
| Figura 2.5 | Torre de Enfriamiento y Lavado E01/E02 | 18 |
| Figura 2.6 | Disposición de los adsorbentes de la Planta de Oxígeno N°2 | 22 |
| Figura 2.7 | Botellas de Purificación, Planta de Oxígeno N°2 | 23 |
| Figura 2.8 | Sistema Compresor-Turbina D.01/02 – C.02/03 | 25 |
| Figura 2.9 | Compresor Booster C.02/C.03 | 26 |
| Figura 2.10 | Vaporizador E07 | 30 |
| Figura 2.11 | Subenfriadores E05 y E06 | 31 |
| Figura 2.12 | Columnas de Destilación K01 y K02 | 32 |
| Figura 2.13 | Vaporizador E.08 | 33 |
| Figura 2.14 | Separador B01 | 34 |
| Figura 2.15 | Bombas de Oxígeno Líquido | 34 |
| Figura 2.16 | Filtros de Hidrocarburos R.02A y R.02B | 35 |
| Figura 2.17 | Estanque de Almacenamiento de Oxígeno Líquido B02 | 37 |
| Figura 2.18 | Gasificadores Ambientales G1/G2/G3 | 37 |
| Figura 2.19 | Estanques de Oxígeno Gaseoso B.03A/ B.03B/ B.03C/B.03D | 38 |
| Figura 2.20 | Esquema de circuitos de agua de refrigeración en plantas de oxígeno | 39 |
| Figura 2.21 | Esquema de circuitos de agua de refrigeración | 42 |
| Figura 2.22 | Intercambiadores agua de enfriamiento | 43 |
| Figura 2.23 | Compresor de Nitrógeno C.05/C.010 | 45 |
| Figura 3.1 | Diagrama PID POX-2 | 47 |
| Figura 3.1 | Referencia PI System 29 al 30 de Octubre de 2007 | 49 |
| Figura 3.2 | Pantalla DCS Intercambiador E04. PV 226B, PV 201, PV 400. | 51 |
| Figura 3.3 | Lazos de Control PIC 226, PIC 201, PIC 400 | 52 |
| Figura 3.4 | Pantalla DCS Columna de Destilación. LV 246, LV 232 y LV 242. | 54 |
| Figura 3.5 | Lazos de Control, LV 242, LV 232 y LV 246 | 55 |
| Figura 3.6 | Pantalla del Sistema de Control Distribuido de Planta Oxígeno N°2, Bypass Compresor C.02 | 56 |
| Figura 3.7 | PT 204: Presión Salida C03; PY 208: % Apertura Bypass; TE 105H: | 58 |
| Figura 3.8 | Puntos de Medición | 59 |
| Figura 3.9 | Efecto de la apertura de los álabes del compresor. 1.- Apertura de los álabes: aumento de presión y aumento de caudal. 2.- Aumento DP del sistema: Aumento de presión y disminución de caudal | 60 |
| Figura 3.10 | Efecto de la Apertura de los álabes en turbina D.02. Referencia PI System. | 61 |
| Figura 3.11 | Relación Flujo de NG con respecto al trabajo producido y la presión del compresor booster. | 62 |
| Figura 3.12 | Relación Flujo de NG con respecto al trabajo producido y la presión del compresor booster. | 63 |
| Figura 3.13 | Esquema Tope de Columna K02 | 65 |
| Figura 3.14 | Relación % O2 en LP con pérdidas de O2 en WN2 | 66 |
| Figura 3.15 | | |
| Figura 3.16 | Pantalla DCS: HV212, HV220, HV240, HV234 y HV233. | 67 |
| Figura 3.17 | Lazos de Control HV 705, ZT 085, HV 212, HV220, HV240, HV234 y HV233 | 68 |

| | | |
|-------------|---|-----|
| Figura 4.1 | Imagen de simulación en HYSYS Columnas K01, K02 | 75 |
| Figura 4.2 | Concentración de O2 en productos del proceso de destilación v/s aumento de caudal de aire | 76 |
| Figura 4.3 | PFD Columnas de Destilación | 77 |
| Figura 4.4 | Esquema de Corrientes para Balance de Masa del Sistema de Destilación | 80 |
| Figura 4.5 | Esquema Corrientes para Balance de Masa de Columna MP K01 | 82 |
| Figura 4.6 | Esquema de las Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Sistema de Destilación | 85 |
| Figura 4.7 | Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Columna MP K01 | 88 |
| Figura 4.8 | Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Subenfriadores E05 y E06 | 90 |
| Figura 4.9 | Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Columna de BP K02 | 91 |
| Figura 4.10 | Diagrama T-x Columna MP K01 | 95 |
| Figura 4.11 | Diagrama x-x Rectas Operativas | 97 |
| Figura 4.12 | Diagramas T-x Columna de BP K02 | 98 |
| Figura 4.13 | Diagrama x-x Rectas Operativas | 100 |
| Figura 5.1 | Flujo de GOX, 2003- 2004 | 105 |
| Figura 5.2 | Flujo de Aire, 2003- 2004 | 106 |
| Figura 5.3 | Flujo de WN2, 2003- 2004 | 107 |
| Figura 5.4 | Flujo de NG, 2003- 2004 | 108 |
| Figura 5.5 | Pureza de GOX, 2003- 2004 | 109 |
| Figura 5.6 | Pérdidas de O2 en WN2 y NG, 2003- 2004 | 110 |
| Figura 5.7 | Efectos de la disminución de producto en Columna de BP. | 112 |
| Figura 5.8 | Efectos del aumento de producto en Columna de BP. | 113 |
| Figura 5.9 | Efectos del aumento de reflujo en Columna de MP. | 115 |
| Figura 5.10 | Efectos del aumento de reflujo en Columna de BP. | 117 |
| Figura 5.11 | Efectos del aumento de líquido en Columna de MP. | 118 |
| Figura 5.12 | Efectos de la disminución de líquido en Columna de MP. | 119 |
| Figura 6.1 | Esquema Balance de Masa a Caja Fría | 122 |
| Figura 6.2 | Esquema Balance de Masa a K02 | 125 |
| Figura 6.3 | Esquema Balance de Masa a K01 | 127 |
| Figura 6.4 | Flujo de GOX, 2003 | 133 |
| Figura 6.5 | Flujo de GOX, 2004 | 133 |
| Figura 6.6 | Resultados Correlación, 2003 | 134 |
| Figura 6.7 | Resultados Correlación Aire, 2004 | 134 |
| Figura 6.8 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para Aire. | 135 |
| Figura 6.9 | Resultados Correlación NG, 2004 | 136 |
| Figura 6.10 | Resultados Correlación WN2 ,2003 | 136 |
| Figura 6.11 | Resultados Correlación NG, año 2004 | 138 |
| Figura 6.12 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para NG. | 139 |
| Figura 6.13 | Resultados Correlación WN2, de Enero a Junio del 2003 | 139 |
| Figura 6.14 | Resultados Correlación WN2, de Julio a Diciembre del 2003 | 140 |
| Figura 6.15 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para WN2. | 140 |
| Figura 6.16 | Flujo de GOX, Enero- Septiembre 2003 | 143 |
| Figura 6.17 | Flujo de GOX, Octubre – Diciembre 2003 | 144 |
| Figura 6,18 | Resultados Correlación Aire 90% de Carga Enero – Septiembre 2003 | 144 |
| Figura 6.19 | Resultados Correlación Aire 90% de Carga Octubre – Diciembre 2003 | 145 |
| Figura 6.20 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para Aire con 90% de Carga, 2003 | 145 |
| Figura 6.21 | Resultados Correlación NG 90% año 2004 | 146 |
| Figura 6.22 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para NG con 90% de Carga | 146 |

| | | |
|-------------|--|-----|
| | 2004 | |
| Figura 6.23 | Resultados Correlación WN2 90% de Enero-Octubre 2003 | 147 |
| Figura 6.24 | Resultados Correlación WN2 90% de Carga Nov-Dic 2003 | 147 |
| Figura 6.25 | Frecuencia del Error entregado por la Correlación para WN2 con 90% de Carga-2003 | 148 |
| Figura 7.1 | Esquema Principio de Control | 151 |
| Figura 7.2 | Potencia del Compresor C.01 | 152 |
| Figura 7.3 | PID Medidor de Flujo FE 157 | 154 |
| Figura 7.4 | PID Medidor de Flujo FE 213 | 156 |
| Figura 7.5 | PID Tobera HV705 Turbina D.02 | 157 |
| Figura 7.6 | PID Válvula HV 233 | 159 |
| Figura 7.7 | Gráfica Comparación de Niveles K01 de POX3 y POX2 | 160 |
| Figura 7.8 | PID Control de Nivel y Válvula LV 242 | 162 |
| Figura 7.9 | Esquema Lazos de Control para Líquido Rico y Líquido Pobre | 163 |
| Figura 7.10 | Esquema Lazo de Control para WN2. | 164 |
| Figura 8.1 | Flujo de GOX producido (FI 226A), año 2003 | 172 |
| | | |
| Figura A.1 | Diagrama P-x Sistema N2-O2 | 191 |
| Figura A.2 | Diagrama T-x Sistema N2-O2 | 192 |
| Figura A.3 | Comparación diagramas x-x Sistema N2-O2 | 193 |
| Figura A.4 | Mc-Thiele Columna de Media Presión | 194 |
| Figura A.5 | Mc-Thiele Columna de Media Presión, Datos Experimentales | 195 |
| Figura B.1 | Columna de destilación | 201 |
| Figura B.2 | Concepto de volatilidad relativa. (a) concentración del componente más volátil CMV en el vapor. (b) efecto de la volatilidad relativa sobre la concentración del CMV en el vapor | 204 |
| Figura B.3 | Diagrama temperatura composición | 206 |
| Figura B.4 | Arreglos de etapas múltiples (a) Agotamiento, (b) Rectificación (c) Fraccionamiento | 208 |
| Figura B.5 | Modelo de etapa de fraccionamiento. (a) una etapa; (b) fraccionador | 211 |
| Figura B.6 | Balances de materiales. (a) Sección de rectificación; (b) Sección de agotamiento; (c) Total | 214 |
| Figura B.7 | Curva de Equilibrio, Rectas de Operación y Recta q | 216 |
| Figura B.8 | La línea-q y sus implicaciones. (a) la línea-q como una función del estado térmico de la alimentación; (b) efecto de q sobre la línea de balance de componentes de la sección de agotamiento a razón de reflujo constante. | 220 |
| Figura B.9 | Doble Columna Linde | 221 |
| Figura B.10 | Diagrama esquemático del Proceso LINDE. | 222 |
| Figura B.11 | Esquema de Destilación según Claude. | 223 |
| Figura B.12 | Diagrama Esquemático del Proceso CLAUDE. | 224 |

CAPITULO 1 INTRODUCCIÓN

1.1 Planteamiento del Problema

Los procesos de producción de cobre difieren según al tipo de mineral al que esté vinculado el metal. El cobre explotado por la División el Teniente está asociado a minerales sulfurados, cuyo proceso de producción es el siguiente:

- **Extracción del mineral**
- **Chancado y Molienda**
- **Flotación**
- **Fundición.**

El proceso de fundición es aquel donde se logra la separación del mineral de cobre de otros minerales, como hierro y sílice. Este proceso realizado en los Convertidores Teniente y Pierce Smith es un proceso autógeno, es decir, el calor liberado por la oxidación de los sulfuros se encarga de producir la fusión del mineral de cobre. Por lo tanto este proceso requiere de la inyección permanente de oxígeno concentrado, el cual es provisto por las Plantas de Oxígeno existentes en la Fundición Caletones.

Fundición Caletones cuenta con tres Plantas de Oxígeno, Planta de Oxígeno N°1 (POX-1), Planta de Oxígeno N°2 (POX-2) y Planta de Oxígeno (POX-3), todas diseñadas por la Empresa Francesa AIR LIQUIDE y cuyos principales productos son oxígeno gaseoso (GOX), oxígeno líquido (LOX) y nitrógeno (WN_2). POX-1, entró en servicio en octubre de 1970 con una producción de 392 Toneladas Métricas por Día (TMD). POX-1 se encuentra actualmente desmantelada y obsoleta. POX-2, con una producción diaria de 400 TMD fue puesta en marcha en mayo de 1980 y posee una lógica de control semiautomática, sólo es puesta en operación en periodos de mantención de POX-3. Finalmente, POX-3 inaugurada en agosto del 2004 con una producción de 800 TMD, posee un sistema de control completamente automático y

es la única planta que se encuentra actualmente operativa, siendo capaz de cumplir totalmente con los requerimientos de la fundición.

Para el año 2014 se proyecta aumentar la capacidad de fusión del concentrado con el fin de cumplir los compromisos asumidos por la corporación, por lo que existen varios proyectos orientados a modificar las condiciones operacionales actuales, entre las cuales se encuentran el aumento de la producción de oxígeno a través de la reintegración de POX-2 a las operaciones. Es por este motivo que para ese año se necesita que POX-2 opere a la par con POX-3, con un sistema de control que permita que su funcionamiento sea totalmente automático.

La plataforma y lógica de control de la Planta de Oxígeno N°2, fueron implementados el año 2000. Los lazos de control existentes no permiten mantener un óptimo rendimiento de extracción de oxígeno y la eficiencia operacional esta condicionada a la experiencia y habilidad que posea el operador en el manejo de esta planta.

1.2 Objetivos

Objetivo General

- Desarrollar un modelo de Planta de Oxígeno N°2 que permita que todos los lazos de control se ajusten automáticamente en función de los requerimientos de GOX establecidos por la fundición, satisfaciendo las condiciones de calidad de este y optimización de energía eléctrica.

Objetivos Específicos

- Analizar los lazos de control actuales que posee la POX-2 y determinar los controles adicionales que necesitan ser incorporados.
- Desarrollar un modelo de Balances de Masa y Energía de Planta de Oxígeno N°2.
- Simplificar el modelo desarrollado, a ecuaciones lineales que entregarán el set point de los flujos que se determinó controlar.
- Analizar datos operacionales históricos y validar los modelos propuestos.
- Realizar una propuesta de instrumentación que permita materializar la estrategia de control.
- Realizar la evaluación económica del proyecto propuesto.

1.3 Antecedentes Generales de Fundición Caletones

La Fundición Caletones de División El Teniente está ubicada a 44 km de Rancagua y 1.560 msnm. En Caletones se efectúa el tratamiento del concentrado (con un 32 % de pureza) en operaciones pirometalúrgicas que permiten obtener el cobre metálico. La fusión se ejecuta en Convertidores Teniente, convertidores convencionales (Pierce Smith) y hornos de limpieza de escorias. El Convertidor Teniente permite fundir concentrados sin utilización de combustibles en un proceso continuo, aprovechando el calor de las reacciones exotérmicas de la descomposición y oxidación de sulfuros de cobre presentes en el concentrado.

El concentrado propio, proveniente de la Planta de Concentración Colón, ingresa a la Fundición a través de una correa transportadora a razón de 3.900 Toneladas por Día (TPD) en promedio.

En la Figura 1.1, se muestra un esquema general del Proceso de Fundición Caletones.

Prácticamente el 100% del concentrado húmedo recibido (6-9% H₂O, 30-32% Cu, 29-32% S, 24-27% Fe) es procesado por 2 Secadores de Lecho Fluidizado, para reducir su humedad hasta 0,2%. El concentrado seco producto de este proceso, es transportado e inyectado en los 2 Convertidores Teniente (CT) donde se realiza la fusión y conversión de este material, en presencia de aire enriquecido en oxígeno, para producir metal blanco de 75% Cu y una escoria con 6 a 10% Cu, donde se elimina gran parte del hierro en forma de óxido. Además, se inyectan vía Garr-Gun, fundente, formador de escoria fayalítica y carga fría, que ayuda a controlar la temperatura del horno producto de las reacciones exotérmicas que en el se producen. El proceso ocurre en fase líquida a 1 250°C.

Siguiendo con el proceso de obtención de cobre fino, el metal blanco es alimentado a 3 Convertidores Pierce-Smith (CPS) donde es transformado a cobre Blister (99,3% Cu) mediante oxidación con aire. De acuerdo a los requerimientos del

cliente, el Blister es sometido a refinación anódica o a fuego (RAF), para lo cual se dispone de 5 hornos de refinación (3 RAF y 2 Anódicos) obteniendo las formas moldeadas solicitadas: RAF y ánodos.

La escoria producida en los CT es procesada en 4 Hornos de Limpieza de Escoria (HLE), desarrollo propio, cuya función es recuperar el metal blanco arrastrado en ella y generar una escoria final <1% Cu. El metal recuperado es recirculado a los CPS. Una parte de la escoria HLE es granallada y se vende al mercado nacional e internacional como agente abrasivo, utilizado en la limpieza neumática de elementos estructurales.

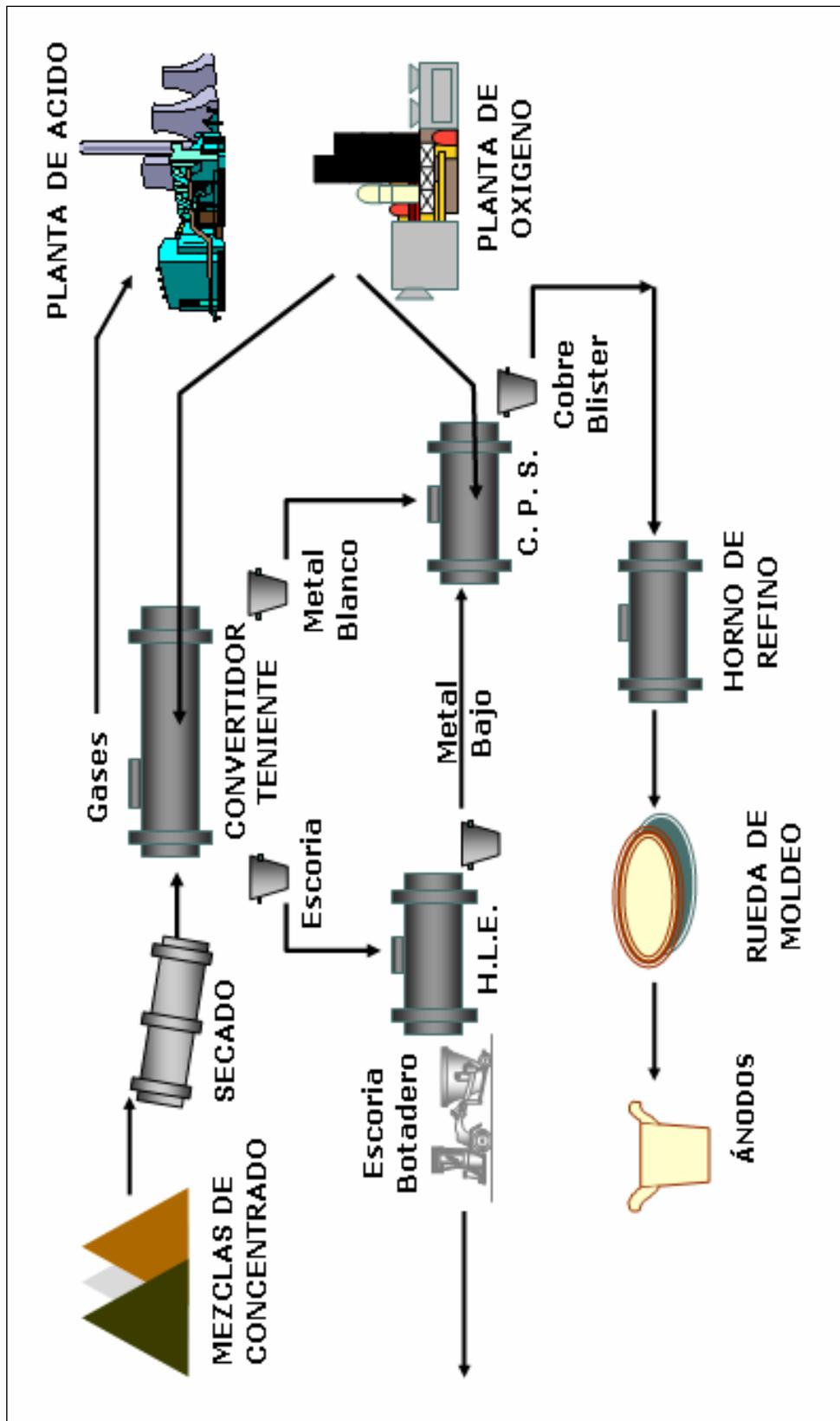


Figura 1.1 Esquema del Proceso de Fundición Caletones

1.4 Plantas de Oxígeno

El oxígeno producido por POX-2 y POX-3 de Fundición Caletones es utilizado principalmente para proveer de aire enriquecido con oxígeno a los Convertidores Teniente y Pierce Smith.

En la Figura 1.2 se muestra la distribución del oxígeno producido por POX-2 y POX-3 a los CT y CPS.

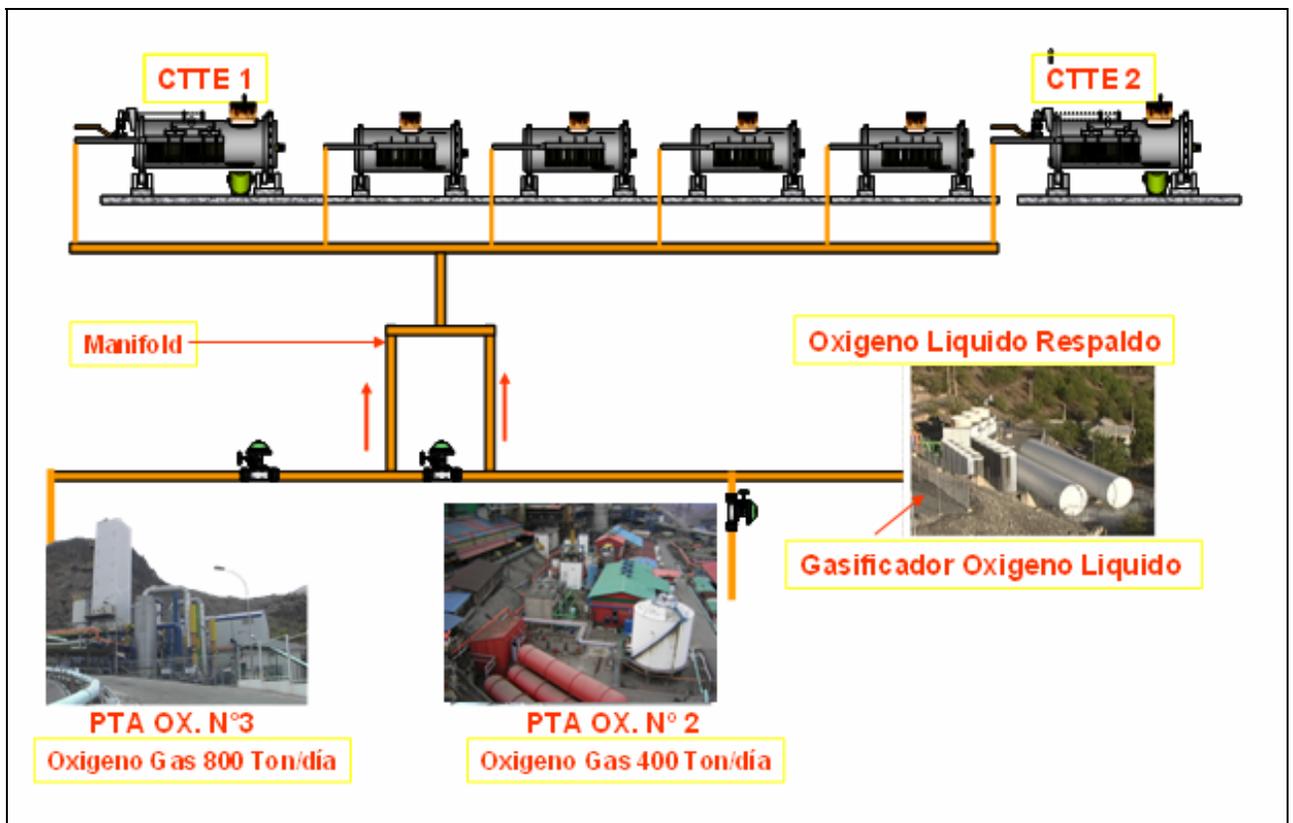


Figura 1.2 Esquema entrega de Oxígeno

El convertidor Teniente es un horno basculante, el cual es cargado en forma continua con concentrado de cobre y sílice (cuarzo) por una abertura ubicada en su parte superior.

Por medio de un sistema de cañerías en el interior, las cuales insuflan aire enriquecido con oxígeno, el cual permite la oxidación del hierro y del azufre presentes en los minerales que constituyen el concentrado.

Las reacciones que se producen producto de la oxidación de los distintos elementos liberan energía, la cual es utilizada para continuar con la fusión. Posteriormente los elementos se separan en dos fases: metal blanco, el cual contiene un 70 a 75% de cobre y escoria.

POX-2 fue diseñada para producir 11.500 Nm³/h de oxígeno gaseoso con una pureza del 95% expelido a una presión de 2,75 bar (g), 200 Nm³/h de oxígeno líquido con una pureza del 95%, 13.500 Nm³/h de nitrógeno gaseoso (NG) con un máximo de oxígeno del 1% a una presión de 0,05 bar (g) y 34.200 Nm³/h de nitrógeno impuro (WN₂) con 3,6% de oxígeno a una presión de 6.61 bar. Su consumo energético es de alrededor de 7.100 KWH.

POX-3 produce 23.260 Nm³/h de oxígeno gaseoso al 95%, 585 Nm³/h de oxígeno líquido al 97% ambos a 40 psig y 135 Nm³/h de nitrógeno líquido al 99%. Con un consumo total de energía en las condiciones de operación especificadas es de 10.200 kWh.

Como ya se mencionó, otro de los productos de estas plantas es el nitrógeno, el cual es utilizado en:

- La regeneración de los tamices moleculares del Sistema de Purificación de las Plantas de Oxígeno.
- El sistema de enfriamiento de las aguas de proceso de POX-3
- El nitrógeno de baja temperatura es utilizado como aislante de las Cajas Frías.
- Como gas de sello en los descansos de los equipos (turbinas y bombas de oxígeno)
- Los compresores de nitrógeno, los cuales elevan la presión hasta 600 KPa para enviarlos a los distintos procesos de la fundición.

- El nitrógeno a alta presión es utilizado en gas de sello en instrumentos de POX-3
- La reducción de los Hornos de Limpieza de Escoria
- Gas de sello en las bombas de Los Convertidores Teniente
- Soplado de mangas en las Plantas de Fluo-Sólido.
- Transporte de carboncillo a los silos de los hornos de limpieza de escoria y para inertizar la atmósfera de los silos

En la Figura 1.3 se muestra un esquema de la entrega de Nitrógeno producido por las Plantas.

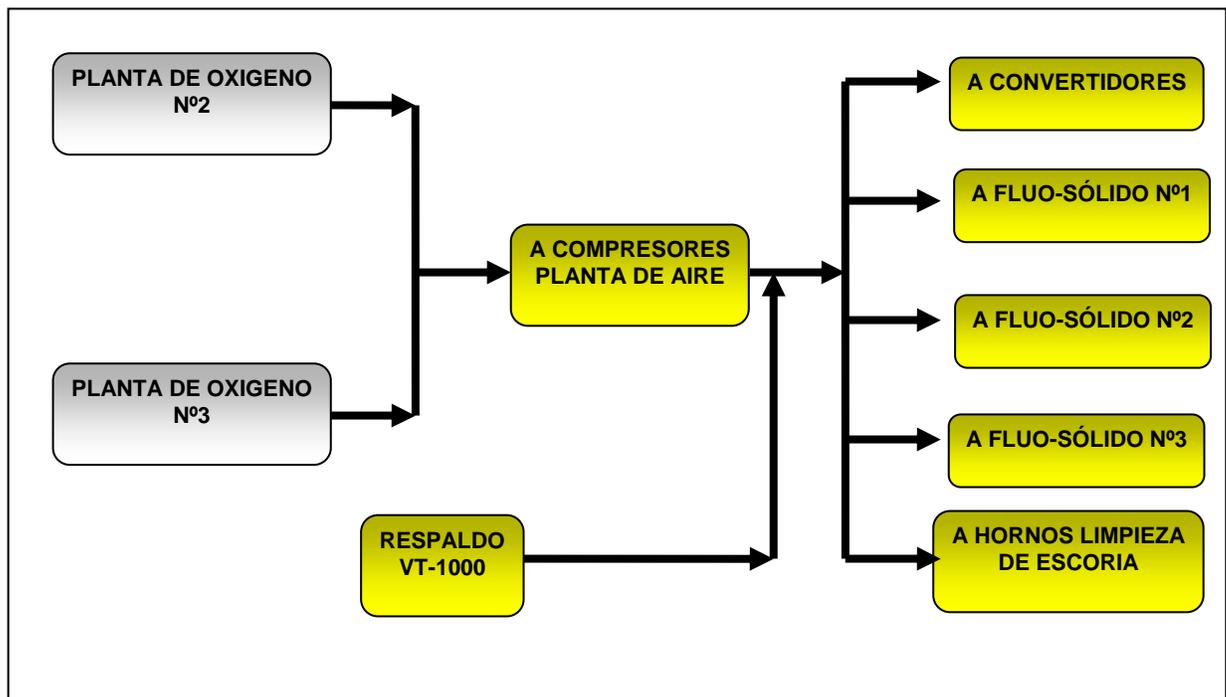


Figura 1.3 Esquema Entrega de Nitrógeno

CAPITULO 2 PROCESO PLANTA DE OXÍGENO

La Planta de Oxígeno N°2 es del tipo de ciclo sencillo. Las plantas de producción de oxígeno pueden ser diseñadas de diferentes maneras, pero estas deben usar aproximadamente las mismas etapas de proceso. En la Figura 2.1 se muestra un diagrama de las etapas del proceso de separación de aire.

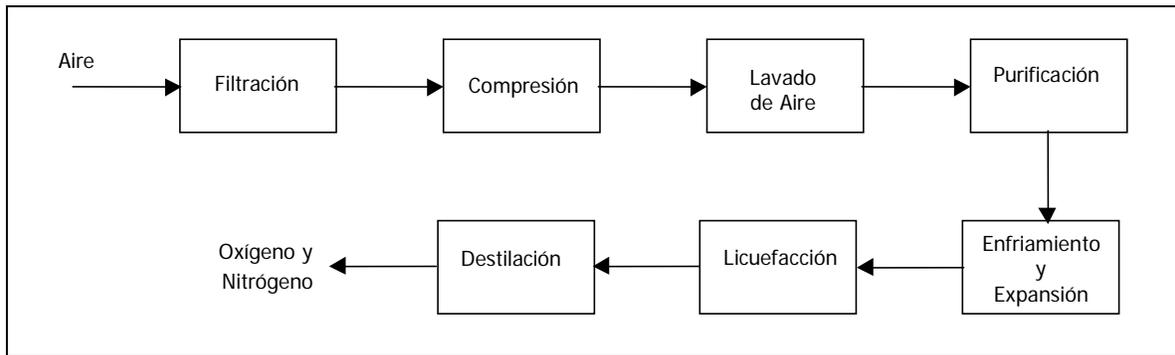


Figura 2.1 Diagrama de Flujo Proceso de Separación de Aire

Durante el proceso de separación de aire, estas etapas no necesariamente se encuentran en forma separada, pero se complementan para cumplir su función.

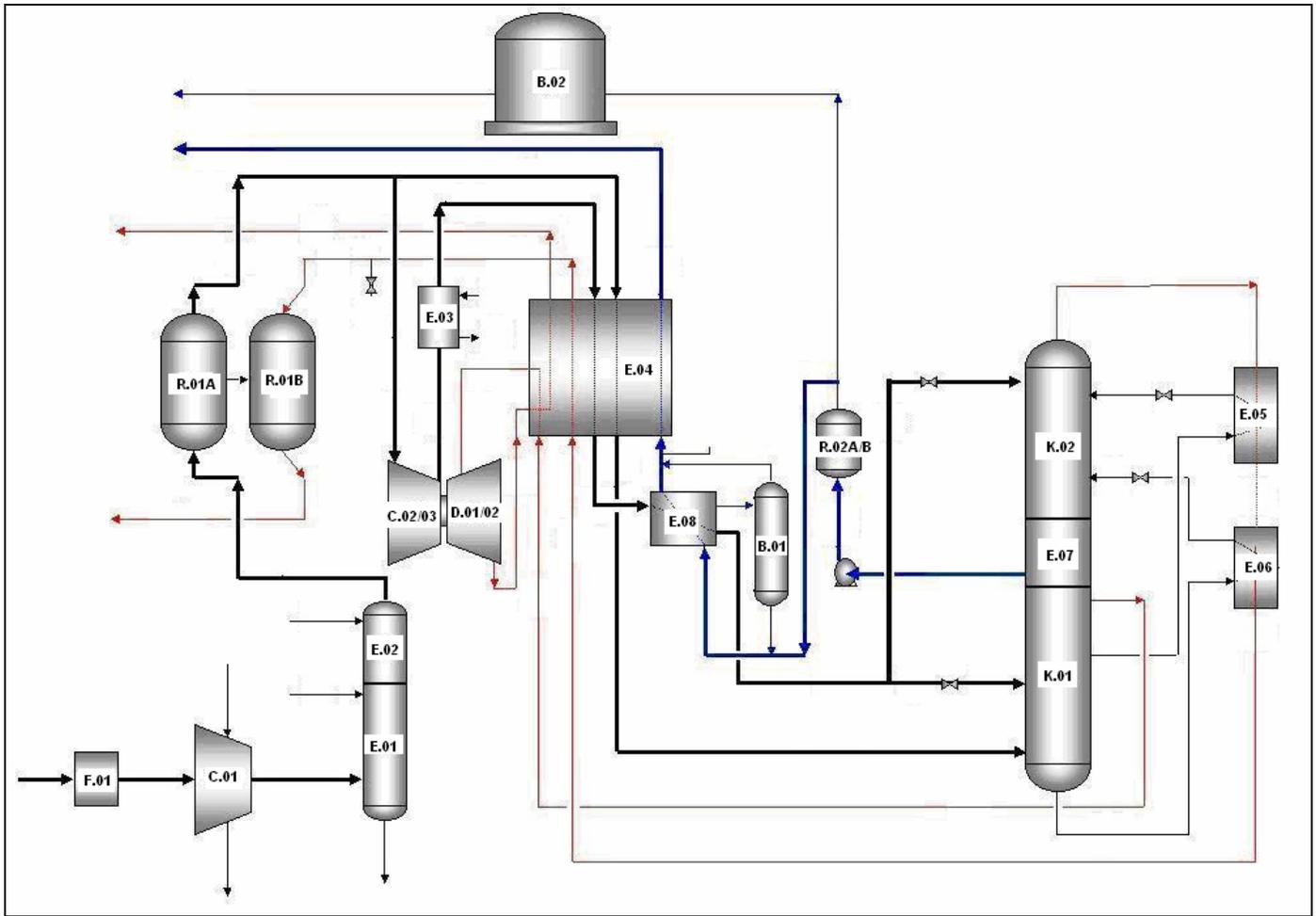


Figura 2.2 Diagrama Esquemático de una Planta de Oxígeno (O₂)

Las etapas del proceso de producción de oxígeno mostradas en la Figura 2.2 son las siguientes:

1. El aire es captado desde el exterior y filtrado para remover los polvos e impurezas, (F.01).
2. Un compresor (C.01) comprime el aire hasta aproximadamente 7 bar.
3. El aire comprimido es enfriado hasta aproximadamente 7°C (44°F) en una unidad de enfriamiento (E.01,E.02).

4. El aire se hace pasar a través de un tamiz molecular (R.01A, R.01B) donde se adsorbe principalmente el dióxido de carbono (CO_2), agua, hidrocarburos (C_xH_x), y otras impurezas gaseosas.
5. El aire purificado es enfriado en un intercambiador de calor principal, (E.04). El balance de frío en el intercambiador se logra por la expansión del nitrógeno proveniente de la columna de presión media.
6. La unidad de expansión cuenta con una turbina-compresor (D.01/02-C.02/03), donde el nitrógeno proveniente de la columna de presión media es expandido. El nitrógeno frío se utiliza en el intercambiador principal de la caja fría.
7. **Columna de destilación:** El corazón de la planta es la columna de destilación, que está dividida en una columna superior (K.02), de presión baja y una columna inferior (K.01), de presión media. El nitrógeno producto es extraído desde el tope de la columna inferior y superior, mientras que el oxígeno es extraído desde el fondo de la columna superior. Las columnas están divididas por un número de bandejas perforadas que permiten el contacto y el paso del vapor y el líquido. Un intercambiador de calor intermedio (E.07), entre ambas columnas, funciona como rehervidor de la columna de presión baja y como condensador de la columna de presión media.

Operaciones Necesarias para la Obtención de Oxígeno por Destilación de Aire en Plantas de Oxígeno

La destilación es un medio físico de separación de los constituyentes de una mezcla, basada en la diferencia de temperaturas de ebullición de sus componentes. Entre mayores sean las diferencias de temperatura de los componentes de la mezcla, la separación será más fácil de conseguir.

El aire es una mezcla de varios componentes, cuyas composiciones y temperaturas de ebullición son mostradas en la Tabla 2.1¹:

| Tabla 2.1 Composición del Aire | | |
|--|----------------|--------------------------|
| Elemento | Porcentaje (v) | T de Ebullición normal°C |
| Oxígeno | 20.93 | -182.97 |
| Nitrógeno | 78.03 | -195.80 |
| Argón | 0.93 | -185.86 |
| Neón | 0.0015 | -246.05 |
| Helio | 0.0005 | -268.90 |
| Kriptón | 0.0001 | -153.35 |
| Xenón | 0.00008 | -108.10 |
| Dióxido de Carbono | 0.03 | -78.50 |
| Otros compuestos que se encuentran en forma variable son: H ₂ O, CO ₂ , CO, Hidrocarburos (C _n H _m), C ₂ H ₂ , H ₂ , SO ₂ . | | |

Estos componentes del aire pueden ser separados mediante un proceso criogénico de destilación fraccionada.

¹ Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Proceso Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).

2.1 Filtración

La filtración es importante y necesaria para eliminar la mayor cantidad de partículas de polvo en suspensión con el fin de evitar que entren a la etapa de compresión y perjudiquen el funcionamiento del compresor (abrasión de impulsores, ensuciamiento, etc.).



Figura 2.3 Filtro Entrada Compresor F.01

Los filtros utilizados normalmente son capaces de retener un 98% de las partículas mayores a 2 micrones.

La pérdida de carga a través de los filtros, indicará la medida de ensuciamiento del filtro, y por ende, que se está obstruyendo el flujo de aire que debe ser alimentado al compresor.

2.2 Compresión

El objetivo de esta etapa es aumentar la presión del aire, la cual es determinada por el proceso de destilación (entre 60 y 100 psig), obteniendo así un menor volumen de aire que ingresa al proceso y un aumento de temperatura de licuefacción.

Esta disminución del volumen de aire permite trabajar con equipos más pequeños para la obtención de oxígeno.

Para esta etapa generalmente se utilizan compresores del tipo centrífugo, debido a las siguientes características:

- Entregan un flujo continuo sin pulsaciones
- Son especialmente indicados para grandes capacidades
- Su alto factor de disponibilidad le permite operar, en condiciones normales, durante dos o tres años sin interrupción.
- Su requerimiento de mantención es menor con respecto a otros compresores de la misma capacidad.
- Entregan aire libre de aceite

De acuerdo a la capacidad de la Planta, los compresores utilizados tienen dos o más etapas, con enfriadores intermedios en cada una de ellas, con el fin de disminuir la temperatura del aire durante la compresión. El objetivo de las etapas múltiples, es disminuir el tamaño que tendría un compresor de una sola etapa, tener un menor consumo de potencia, disminuir la cantidad de agua que entra al proceso mediante la condensación de la humedad del aire en los enfriadores intermedios, etc.

2.2.1 Compresor SULZER C01

En Planta de Oxígeno N°2, el compresor Sulzer C01 es el encargado de comprimir el aire ($59\,400\text{ Nm}^3/\text{h}$) a una presión de 7,38 bar abs.



Figura 2.4 Compresor Sulzer C.01

Este compresor está provisto de:

- Un filtro de aire con dos grados de separación en los que el aire entra a 0,878 bar abs, a una temperatura que varía entre $-7,8^{\circ}\text{C}$ a $30,5^{\circ}\text{C}$ (temperatura calculada: $18,3^{\circ}\text{C}$).
- Un compresor de aire centrífugo C01 de 5 etapas. El enfriamiento entre etapas es conseguido con la circulación de agua industrial. En cada enfriador una válvula purificadora saca el agua condensada.
- Las válvulas están provistas de material especial contra la corrosión por acción del SO_2 .

2.3 Enfriamiento y Lavado de Aire

El aire que sale del compresor debe ser enfriado, y por otro lado deben eliminarse los polvos no retenidos por los filtros de la etapa inicial. Por esta razón se requiere de una etapa de enfriamiento y lavado de aire. Esta etapa consiste en el contacto directo y a contracorriente del aire con agua, lo cual se lleva a cabo en una Torre de Lavado.

El resto de los compuestos presentes en el aire que no son removidos en la Torre de Lavado (H_2O , CO_2 e Hidrocarburos) son retirados en la etapa siguiente, que es el Sistema de Purificación de Aire.

2.3.1 Unidad de Enfriamiento y Lavado E01/E02

La Torre de Enfriamiento y Lavado permite disminuir la temperatura del aire proveniente del compresor Sulzer, hasta una temperatura de aproximadamente $20^{\circ}C$. La Torre de Lavado y Enfriamiento tiene en su interior 9 bandejas (DCAC), 6 en la sección inferior y 3 en la sección superior. Sobre la sección inferior se alimenta un flujo de $100\text{ m}^3/h$ de agua de enfriamiento proveniente de la Torre de Enfriamiento principal de la Planta N°2 y en el tope de la torre, $30\text{ m}^3/h$ de agua de reposición o make up.

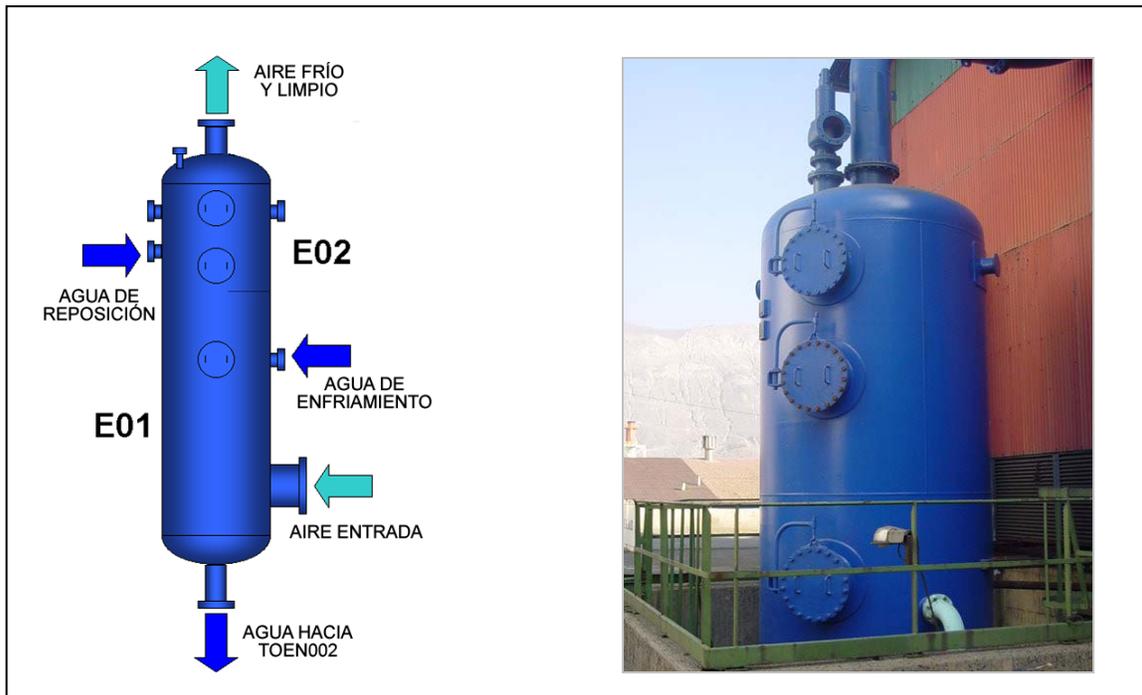


Figura 2.5 Torre de Enfriamiento y Lavado E01/E02

En el fondo de la Torre de Enfriamiento y Lavado se cuenta con un sistema de válvulas para el control del nivel de agua en la torre. El agua retirada por fondo es enviada hacia la Torre de Enfriamiento Principal TOEN 002.

2.4 Purificación

Consiste esencialmente en eliminar del aire comprimido aquellos contaminantes que harán difícil, y a veces imposible, una operación normal del proceso de separación.

El aire atmosférico, es una mezcla de gases elementales (Nitrógeno, Oxígeno, Argón, Helio, etc.) y otros gases, como agua, anhídrido carbónico e hidrocarburos, entre otros, cuya cantidad en el aire se muestra en la Tabla 2.2².

²Codelco-Chile, División El Teniente, “Manual de Proceso Planta de Oxígeno N°2”, (Octubre 2004).

| Tabla 2.2 Composición del Aire | | | | |
|---------------------------------------|----------------|------------------|----------------------|-----------------------|
| Impureza | Fórmula | Contenido | Solubilidad | Inflamabilidad |
| | | normal | Límite en LOX | límite |
| | | en aire | a - 181°C | en O2 |
| | | en ppm | en ppm | en ppm |
| Metano | CH4 | < 8 | sin segunda fase | 54000 |
| Etano | C2H6 | < 0,5 | 128 000-250 000 | 30000 |
| Etileno | C2H4 | < 0,5 | 13 000-30 000 | 27000 |
| Acetileno | C2H2 | < 0,5 | 4 - 6 | 25000 |
| Propano | C3H8 | < 0,5 | 9.800 | 21000 |
| Propileno | C3H6 | < 0,5 | 3 600 - 6 700 | 21000 |
| n Butano | nC4H10 | < 0,5 | 700 | 18000 |
| Dióxido de Carbono | CO2 | < 400 | 4 - 5 | |
| Óxido Nitroso | N2O | < 0,6 | 140 - 160 | |
| Ozono | O3 | < 0,2 | sin segunda fase | |

Para la fabricación de oxígeno por destilación, estos gases compuestos, más las partículas sólidas que contiene el aire, constituyen contaminantes peligrosos, que deben ser removidos lo más tempranamente posible para evitar

graves problemas en los procesos posteriores que se realizan a bajas temperaturas (criogénicos).

El agua (T° solidificación: 0°C a 1 atm) y el anhídrido carbónico (T° solidificación: -78.5°C a 1 atm), se condensan y solidifican a temperaturas superiores a las del proceso dentro de la caja fría (intercambiador principal y columnas de destilación), por lo que, en caso de ingresar a los equipos que trabajan a bajas temperaturas, se solidifican y obstruyen el paso a los gases elementales, deteniendo la producción y obligando a descontaminar las plantas mediante calentamientos que pueden durar varios días.

Los hidrocarburos (C_nH_m) presentes en el aire se pueden acumular durante el proceso de licuefacción y destilación del aire. Por lo tanto, su concentración en el oxígeno líquido puede aumentar, presentando un alto riesgo de inflamabilidad, si se alcanza el límite inferior de inflamabilidad en oxígeno líquido, ya que sus reacciones son violentas con el oxígeno. No se debe permitir hidrocarburos en concentración superior a la recomendada, especialmente el acetileno (C_2H_2) que no deberá alcanzar un máximo de 0,6 ppm.

Entre las variadas técnicas de purificación del aire las más importantes son: por medios químicos, por solidificación de los contaminantes y por adsorción:

Esta última se basa en el fenómeno físico de la fijación o adherencia de un cuerpo gaseoso o líquido, llamado *adsorbato*, en la superficie de un cuerpo sólido llamado *adsorbente*, que tiene la característica de poseer una gran superficie activa porosa, mediante fuerzas de atracción electromagnéticas (Van der Waals)

Los adsorbentes más utilizados son:

- Carbón activado.
- Sílica gel.
- Alúmina (Al_2O_3)
- Tamices moleculares (silicatos de aluminio)

Actualmente en las plantas de destilación de aire, se utiliza esta última técnica combinando alúmina con tamices moleculares en capas superpuestas.

2.4.1 Botellas de Depuración

Para una purificación continua es necesario contar con dos equipos de adsorción que trabajen alternadamente en paralelo, conteniendo ambos adsorbentes. Mientras uno esta operando (fase de adsorción), el otro está en regeneración o reactivación (fase de desorción).

La adsorción se ve favorecida si en el adsorbato hay:

- La menor temperatura posible
- Una máxima presión posible
- Una baja velocidad (la menor posible).

La fase de regeneración consiste en el retorno a la fase gaseosa de las moléculas adsorbidas y su eliminación del medio adsorbente. Esto se logra mediante:

- Elevación de la temperatura del sistema.
- Disminución de la presión del sistema.
- Barrido con un gas exento de impurezas.

Como gas de barrido, (gas de reactivación), se utiliza un gas a baja presión, libre de impurezas, como el nitrógeno residual proveniente del mismo proceso de destilación. Este se calienta a una temperatura adecuada al tipo de adsorbente utilizado (sobre 100°C), haciéndolo circular a través del adsorbente hasta lograr un barrido total de las impurezas.

En las plantas antiguas se utilizaba alúmina y tamiz molecular para adsorber las impurezas. La alúmina tenía como objetivo principal adsorber el agua. Debido a que el agua es lo primero que retiene el adsorbente, se ubicaba en la parte inferior de la botella. En la parte superior se colocaba un lecho de tamiz molecular (13X), que tenía por objetivo adsorber el anhídrido carbónico del aire.

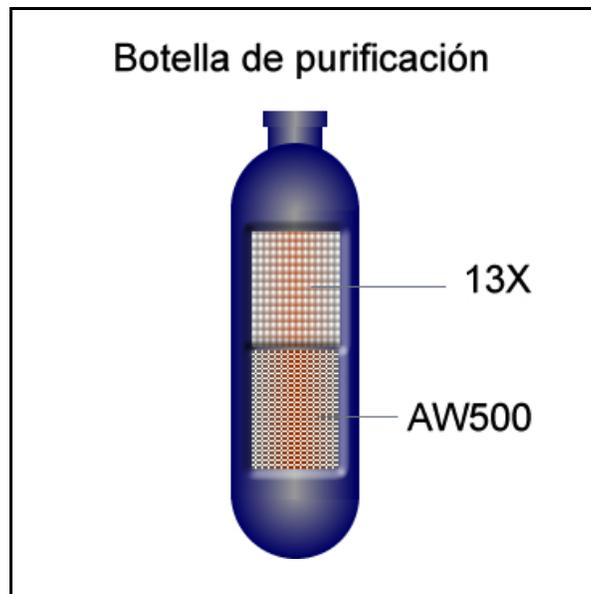


Figura 2.6 Disposición de los adsorbentes de la Planta de Oxígeno N°2

2.4.2 Botellas de Purificación R.01A/R.01B

El sistema de descontaminación de aire de Planta de Oxígeno N°2 cuenta con dos Botellas de Purificación, las cuales contienen dos tipos de tamices moleculares: AW500 y 13X. El aire ingresa por el fondo de una de las botellas y sale de ella a una temperatura de 30°C, libre de contaminantes. Las Botellas de Purificación trabajan en paralelo: mientras una de ellas funciona como unidad de adsorción de contaminantes, la otra está en etapa de regeneración.



Figura 2.7 Botellas de Purificación, Planta de Oxígeno N°2

La regeneración, o etapa de limpieza de los tamices que removieron las impurezas; dura en promedio 6 horas. Este proceso se realiza haciendo pasar nitrógeno (previamente calentado en calefactores eléctricos) en sentido contrario al flujo de proceso. Una vez cumplido este tiempo, la Botella en operación pasa a regeneración, y la regenerada comienza a operar. Las Botellas de Purificación tienen en su parte superior un filtro de manga que atrapa polvo proveniente de los tamices moleculares del interior de ellas.

2.5 Enfriamiento y Expansión

Para que pueda efectuarse la separación de los componentes del aire, se requiere que éste se encuentre en fase líquida.

Para efectuar la licuefacción de aire, se debe bajar la temperatura del aire y/o aumentar su presión.

Para producir bajas temperaturas se utilizan intercambiadores de calor y turbinas de expansión

2.5.1 Turbinas de Expansión

Las turbinas son equipos que se utilizan para generar y mantener el frío dentro de la caja fría. El gas que entra en la turbina es expandido, disminuyendo su presión y por lo tanto, su temperatura. La energía que pierde el gas es transformada en energía mecánica, por lo que las turbinas son empleadas para la generación de energía. El descenso de la temperatura del gas es aprovechado para el enfriamiento en la Caja Fría, y la energía producida es utilizada en la operación de un compresor booster , para aumentar la presión del aire que entra a la columna de destilación y así poder licuarlo.

El gas que se ocupa en el caso de la planta de oxígeno N°2 es nitrógeno que viene de la columna de alta presión a 7,33 bar a y una temperatura de -175°C; este nitrógeno pasa por el intercambiador de calor principal de la caja fría donde aumenta su temperatura a -70°C.

2.5.2 Turbinas de Expansión D.01/D.02 y Compresores Booster C.02/C.03

El nitrógeno entra a la turbina a -70°C y sale con una temperatura de -134°C, con un flujo de 13.500 Nm³/h al 98% (vol.) de N₂. La disminución de temperatura se obtiene al disminuir la presión desde 6,6 bar abs hasta 1,3 bar abs.

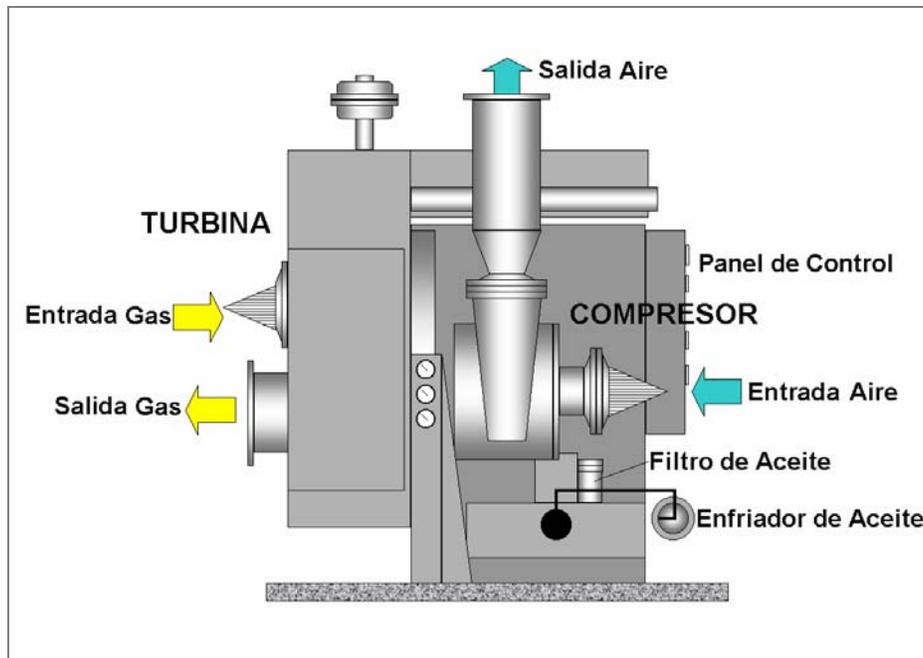


Figura 2.8 Sistema Compresor-Turbina D.01/02 – C.02/03

El aire que pasa por el compresor entra a 30°C y sale a 73°C, aumentando la presión desde 7 bar abs hasta 9,8 bar abs en condiciones normales de operación. Luego, a la salida del compresor el aire se enfría mediante un intercambiador de calor (E.3A ó E.3B) desde los 73°C hasta 30°C con agua de enfriamiento del Circuito Cerrado.

El Sistema de Expansión y Compresión posee dos conjuntos turbina-compresor, donde un par turbina-compresor está en operación y el otro está detenido en espera (stand-by).



Figura 2.9 Compresor Booster C.02/C.03

Cada par turbina-compresor posee un sistema de lubricación para disminuir el roce de las partes móviles al interior del mismo. Los accesorios involucrados en el sistema de lubricación son: una bomba, un estanque, dos calefactores, un separador, un enfriador y un filtro dual de aceite.

2.6 Destilación y Purificación en Frío

El proceso de destilación en una Planta de Oxígeno se lleva a cabo en dos columnas de destilación, una de presión media y otra de presión baja. Un intercambiador de calor, en medio de ambas columnas, trabaja como condensador para la columna de presión media y como rehervidor para la de presión baja. Ambas columnas operan por separado. La alimentación de aire a las columnas proviene desde el intercambiador principal de la caja fría.

Los principales productos de las columnas son:

De la columna de presión media:

- nitrógeno gaseoso (NG) desde el tope (1% de O₂), que retorna al intercambiador principal y se utiliza luego en la turbina

De la columna de presión baja:

- oxígeno líquido desde el fondo (LOX)(95% de pureza) y
- nitrógeno gaseoso (WN₂) al 97% de pureza
- que se pasa por el intercambiador principal y se utiliza en la regeneración de los tamices moleculares.

El intercambiador de calor además posee un sistema para purgar los gases no condensables que se encuentran en la parte alta de la torre de alta presión.

La caja fría de Planta de Oxígeno N°2 se compone de un intercambiador principal de calor (E.04), columnas de destilación de media y baja presión (K.01 y K.02), un vaporizador principal (E.07), dos subenfriadores (E.05 y E.06), un vaporizador (E.08), un separador líquido-vapor (B.01), dos filtros de LOX (R.02A y R.02B) y dos bombas de oxígeno líquido (P.01A y P.01B).

2.6.1 Intercambiador de calor (E04)

El aire libre de agua y de CO₂ es dividido entonces en dos fracciones antes de entrar a la caja fría.

El primer flujo (42 900 Nm³/h) entra directamente en el intercambiador E04 y el segundo flujo (16 410 Nm³/h) es comprimido a través de las paletas del ventilador del compresor C02 o C03 situado en la turbina en servicio D01 o D02. Su presión es incrementada a 9,83 bar abs y este flujo entra al E04 a través de otro pasaje.

Este intercambiador de aluminio duro soldado es del tipo compacto y está hecho de láminas planas separadas por láminas onduladas.

Estos dos flujos de aire son enfriados por intercambio de calor con los productos gaseosos salientes (oxígeno gaseoso a 2,75 bar según el manómetro, nitrógeno puro fluyendo desde la turbina, nitrógeno impuro entrando a la unidad de Secado).

El aire a 7 bar abs ($42\,990\text{ Nm}^3/\text{h}$) abandona este intercambiador a la temperatura en que se forma el rocío -170°C y entra en la columna principal de destilación.

El aire a 9,8 bar abs ($16\,410\text{ Nm}^3/\text{h}$) será licuado en el intercambiador E08 contra el oxígeno líquido antes de ser enviada una parte a la columna K01 de presión media (MP) y la otra parte a la columna K02 de presión baja (LP).

2.6.2 Columna K01 de Presión Media

El aire que es alimentado en la base de la columna K01 es el vapor ascendente de esta columna. En el tope, el intercambiador E07 opera como condensador para la columna de presión media y como un vaporizador para la columna K02 de presión baja.

En la columna K01 el gas enriquecido progresivamente es condensado en el tope de la columna como nitrógeno puro (1% de impurezas). En el tope de la columna es expelida una fracción del gas. Esta fracción corresponde a la producción de nitrógeno gaseoso ($13\,500\text{ Nm}^3/\text{h}$). Este nitrógeno es expandido a través de la turbina D01 después de ser calentado parcialmente en el intercambiador E04 (a -70°C).

El “Líquido de reflujo” se vuelve más y más rico en oxígeno. En un punto intermedio se obtiene el “Líquido Pobre”, que contiene cerca de un 5,2% de oxígeno, mientras en el fondo de la columna se obtiene una fracción llamada “Líquido Rico” que contiene cerca de un 40% de oxígeno.

El “Líquido Pobre” es utilizado como reflujo en la columna K02 de presión baja después de ser enfriado en el sub-enfriador E05 (con una corriente de nitrógeno impuro) y expandido en la válvula HV 233 (HIC 233).

El “Líquido Rico” es alimentado a K02 después de ser enfriado en el intercambiador E06 (con una corriente de nitrógeno impuro) y expandido en la válvula LV 242.

El aire licuado es alimentado a las dos columnas después de ser expandido a través de las válvulas HV 240 y HV 234.

El sub-enfriamiento en E05 y E06 permite la reducción del flujo en el grado de expansión y el aumento del reflujo en la columna de presión baja.

2.6.3 Vaporizador E07

Este vaporizador E07 produce la capacidad de refrigeración necesaria para la columna de presión media que condensa el nitrógeno y el calentamiento necesario en la columna de presión baja para vaporizar el oxígeno. El nitrógeno puro condensado en la sección superior de la columna K01 en el vaporizador E07 es usado como reflujo en la columna de presión media.

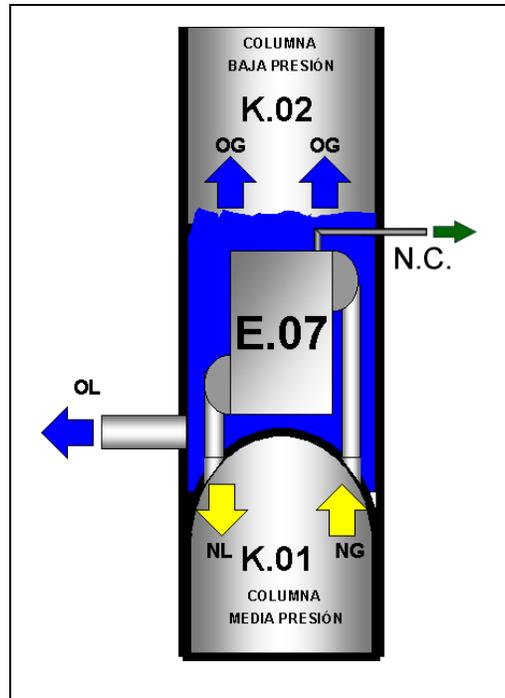


Figura 2.10 Vaporizador E07

El oxígeno líquido producido en la sección inferior de la columna K02 es bombeado con P01 A o B, filtrado a través de uno de los filtros de sílica gel R02 A o B de oxígeno líquido y enviado ya sea al almacenamiento B02 en forma de líquido o vaporizado en el intercambiador E08 para la producción de oxígeno gaseoso.

La continua purga del nitrógeno en el tope del vaporizador E07 elimina cualquier riesgo de acumulación de gases no condensables.

2.6.4 Subenfriadores E.05 y E.06

Los subenfriadores E.05 y E.06 permiten disminuir la temperatura de las corrientes que salen desde la columna de media presión hacia la columna de baja presión, transformando dichas corrientes en líquidos subenfriados y a la vez calentar el nitrógeno proveniente de la columna K02.

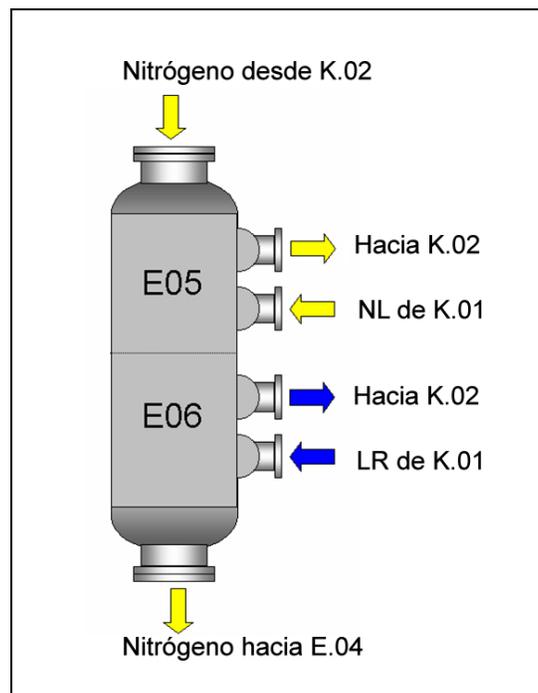


Figura 2.11 Subenfriadores E05 y E06

2.6.5 Columna K02 de Presión Baja

La columna de presión baja está situada sobre el vaporizador E07. La columna es calentada en su base gracias a las calorías producidas por la condensación del nitrógeno en el tope de la columna de presión media en el vaporizador E07.

La columna de presión baja es abastecida con el reflujo del líquido pobre en su tope y con aire líquido y líquido rico en sus puntos medios.

Los productos retirados de la columna de baja presión son enviados al extremo frío del intercambiador.

- Proveniente del fondo, el oxígeno (95% de pureza) se vaporiza en E08; un termosifón que opera entre B01 y E08 es una seguridad suplementaria contra una posible concentración de hidrocarburos.
- Proveniente del tope, el nitrógeno impuro es calentado en E05 y E06.

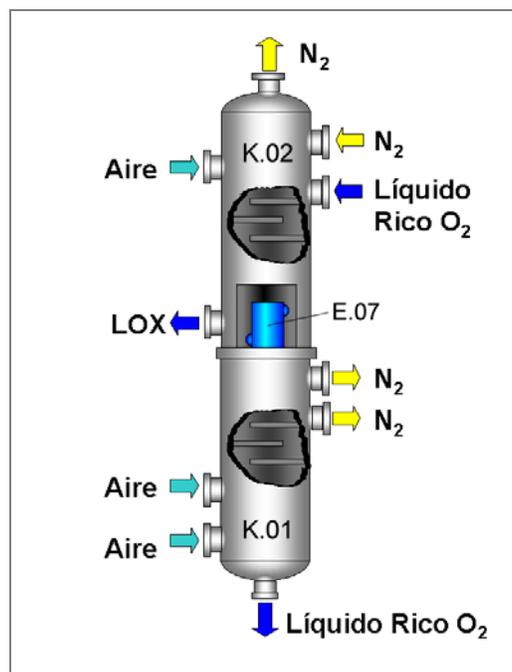


Figura 2.12 Columnas de Destilación K01 y K02

2.6.6 Vaporizador E.08

El vaporizador E.08 es una unidad compacta construida de aluminio soldado. Está hecho de placas planas paralelas, separadas por placas onduladas. Este vaporizador permite gasificar la corriente de oxígeno líquido y a la vez enfriar el aire de entrada que es enviado hacia las columnas de destilación. Durante la evaporación de oxígeno en E.08, se debe evitar, por seguridad de la planta y de las personas, la acumulación de hidrocarburos en este equipo. Una acumulación de hidrocarburos, provenientes principalmente de los combustibles, puede causar una explosión dentro de E.08. Por lo tanto, es necesario mantener una purga permanente de oxígeno líquido desde el vaporizador hacia la columna de baja presión.



Figura 2.13 Vaporizador E.08

2.6.7 Separador B.01

El nivel de oxígeno líquido en el vaporizador se controla manteniendo una altura de líquido determinada en el separador B.01. Si la altura de oxígeno líquido disminuye en B.01, el controlador de nivel envía una señal de apertura a la válvula de control para aumentar el flujo de oxígeno líquido, enviado hacia el vaporizador desde los filtros de oxígeno líquido R.02A o B.

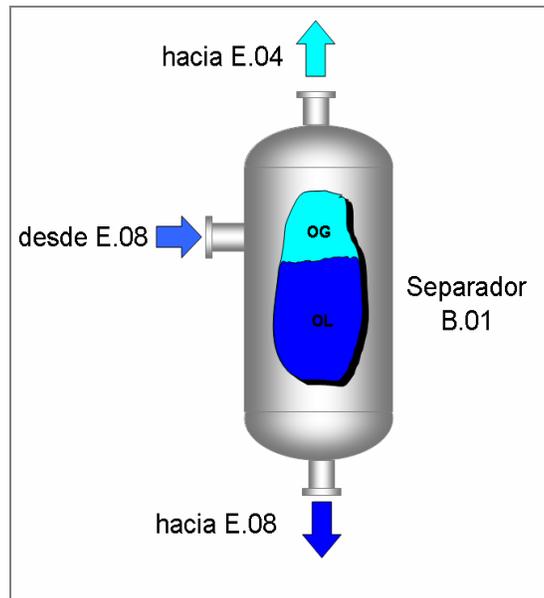


Figura 2.14 Separador B01

2.6.8 Bombas de Oxígeno Líquido

Son bombas centrífugas de un estado, que retiran el oxígeno desde la columna de baja presión K02 para llevarlo hacia los filtros de oxígeno líquido R02 A/B. Durante la operación normal, una bomba está en servicio y la otra para emergencia.

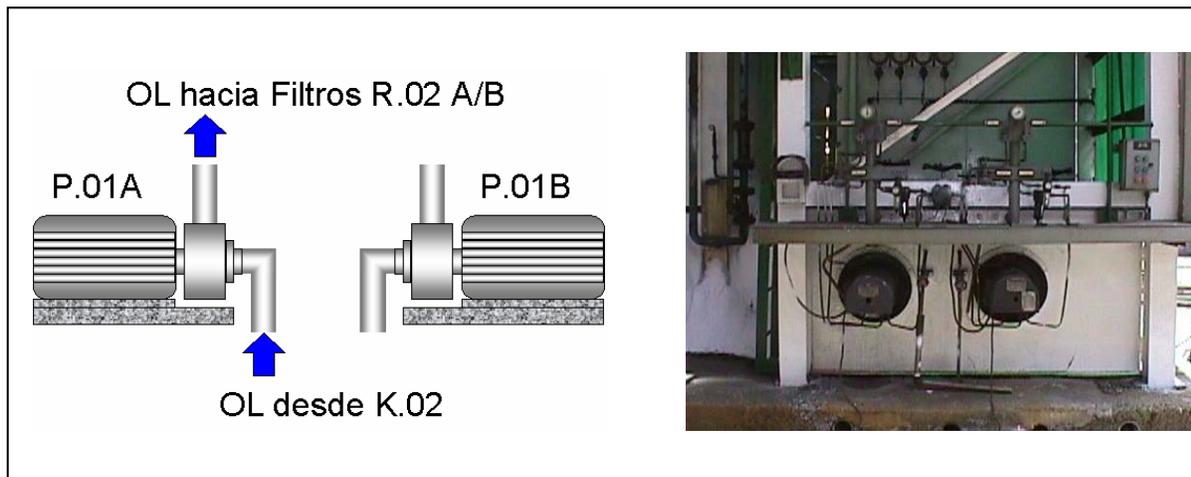


Figura 2.15 Bombas de Oxígeno Líquido

2.6.9 Filtro de Hidrocarburos

En el oxígeno líquido que sale como producto final se van concentrando hidrocarburos, que excediendo ciertos límites son muy peligrosos. El más delicado de éstos es el acetileno, que en concentraciones por sobre las 2 ppm en el oxígeno líquido, puede provocar explosiones localizadas y destruir parte de los equipos de la planta. Es por esto que se debe instalar un filtro y un analizador de hidrocarburos (cromatógrafo de gases).

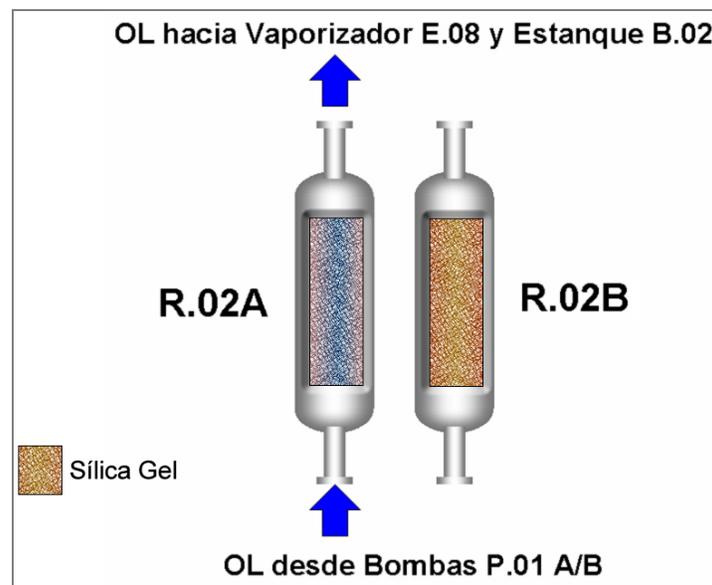


Figura 2.16 Filtros de Hidrocarburos R.02A y R.02B

Los filtros de oxígeno líquido están contruidos de acero inoxidable y están rellenos de un material adsorbente, por ejemplo, MOBIL SORBED RS. Trabajan en periodos de cinco días cada uno, mientras uno esta en servicio el otro es sometido a reactivación con aire caliente.

En la Tabla 2.3³ se indica la concentración máxima permisible en el oxígeno líquido, la que será analizada en el cromatógrafo de gases:

³ Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Proceso Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).

| Tabla 2.3 Tabla de Valores Permitidos de Hidrocarburos en Oxígeno Líquido | | |
|--|---|--------------------------|
| Hidrocarburo | Valor Normal ppm | Valor Anormal ppm |
| METANO | 10 | 100 |
| ETANO | 7.5 | 75 |
| ETILENO | 7.5 | 75 |
| ACEITILENO | 0.06 | 0.6 |
| PROPANO | 5 | 50 |
| PROPILENO | 5 | 50 |
| n – BUTANO | 3 | 30 |
| ISOBUTANO | 2 | 20 |
| N – PENTANO | 0.2 | 2 |
| 1 – 3 BUTADIENO | 0.05 | 0.5 |
| HEXANO | 0.05 | 0.5 |
| Hidrocarburos totales | Fracción molar equivalente del metano por 10⁶ | |

2.7 Equipos Sistema de Almacenamiento y Entrega De O₂

La función de este sistema es almacenar, en forma líquida y gaseosa, una fracción del oxígeno producido por la planta, para abastecer a la fundición durante detenciones de alguna de las plantas de oxígeno.

El estanque B.02 almacena oxígeno líquido proveniente de la salida de los filtros de LOX de la caja fría; tiene una capacidad de almacenaje de 350 m³ a una temperatura de -183°C.

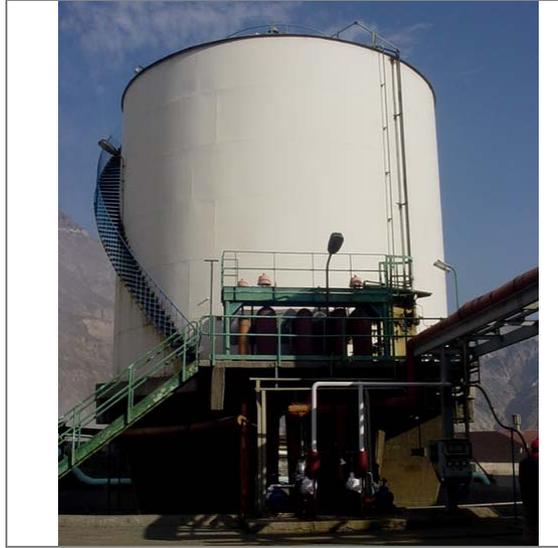


Figura 2.17 Estanque de Almacenamiento de Oxígeno Líquido B02

Desde el estanque B.02, el oxígeno líquido es impulsado mediante las bombas P.05 A/B hacia los gasificadores ambientales G1/G2/G3, donde se produce la vaporización del oxígeno líquido. El oxígeno gaseoso es luego enviado a la Unidad de Expansión, donde se ajusta la presión a los requerimientos de la red de Fundición.

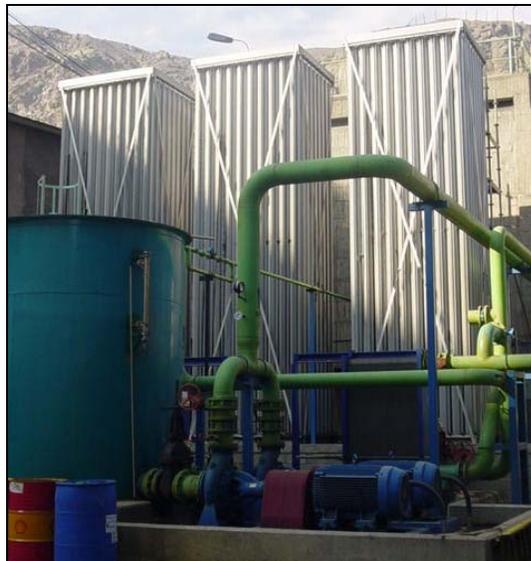


Figura 2.18 Gasificadores Ambientales G1/G2/G3

Los estanques (B.03A/ B.03B/ B.03C) permiten almacenar oxígeno gaseoso proveniente desde el intercambiador principal E.04 de la caja fría. El oxígeno es succionado por el compresor de oxígeno de venteo C. 002F y es enviado a mayor presión a los estanques B.03A/B/C. Cuando se requiere, el oxígeno gaseoso almacenado en dichos estanques es enviado a la Unidad de Expansión y luego a la red de distribución de oxígeno.



Figura 2.19 Estanques de Oxígeno Gaseoso B.03A/ B.03B/ B.03C/B.03D

Además se dispone de un estanque (B.03D) para almacenar oxígeno gaseoso a baja presión proveniente del intercambiador de calor E.04.

2.8 Torres De Enfriamiento

Por lo general, el sistema de agua de refrigeración de las plantas de oxígeno cuenta al menos con dos circuitos (Figura 2.20):

- Un circuito primario, o circuito cerrado, que se emplea en el enfriamiento del aire en los intercambiadores del compresor principal, enfriamiento del circuito

de aceite del compresor y los intercambiadores de la turbina y compresor. El agua caliente que retorna, es enfriada en intercambiadores de calor, acumulada en un estanque y enviada nuevamente a los intercambiadores mediante bombas. En caso de pérdidas o evaporación, se agrega agua blanda.

- Un circuito secundario, o circuito abierto, que se utiliza para enfriar el agua del circuito primario en los intercambiadores de calor dispuestos para ello. Esta agua proviene de las torres de enfriamiento.

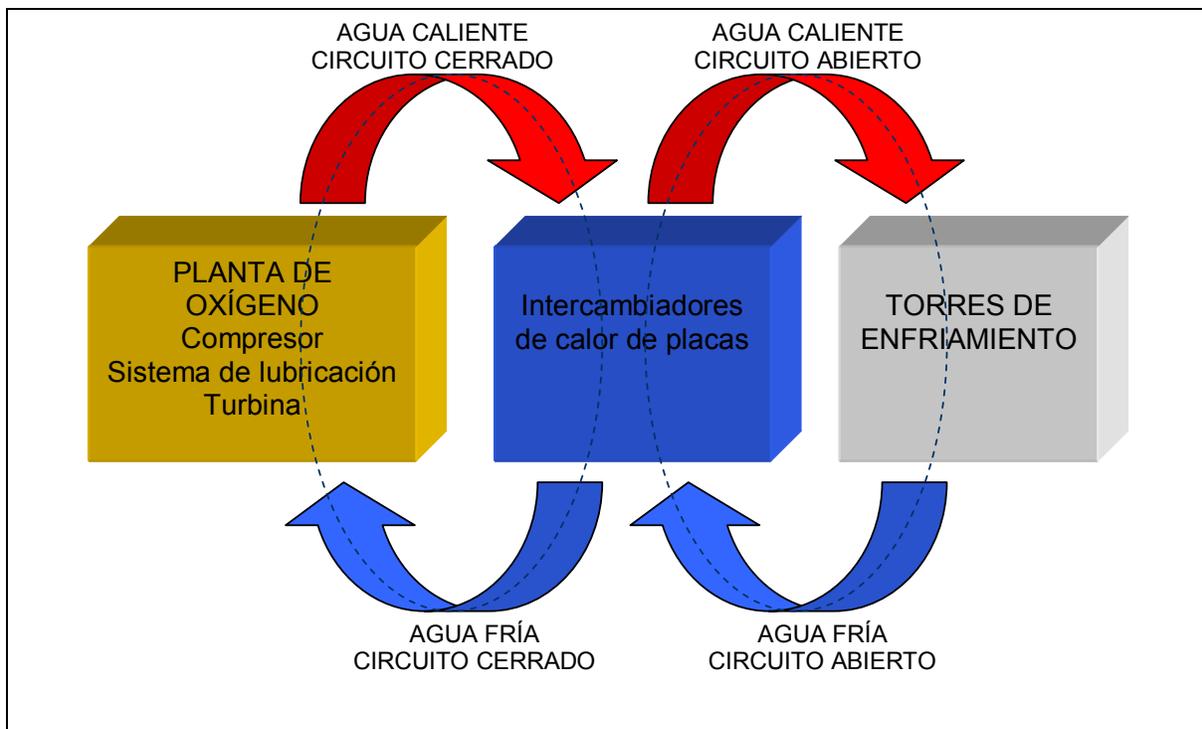


Figura 2.20 Esquema de circuitos de agua de refrigeración en plantas de oxígeno

El agua del circuito cerrado trae consigo sales disueltas, sólidos en suspensión y microorganismos por lo que se hace necesario un tratamiento químico para evitar la corrosión e incrustaciones en los equipos, evitándose así su deterioro e ineficiencia.

Estos sistemas tienen incluido un filtro arena y un sistema de dosificación de reactivos.

En el tratamiento del agua se utilizan anticorrosivos en base a zinc, anti-incrustantes en base a polímeros maleicos, dispersante de sales metálicas en base a polímeros y azoles aromáticos y para el tratamiento microbiológico sales de amonio cuaternarias.

Filtro Arena: Tiene como objetivo eliminar las partículas en suspensión en el circuito de agua de enfriamiento. Este opera en forma continua, está constituido principalmente por una cierta cantidad de sílice de diferentes tamaños, que está contenida entre dos mallas. También cuenta con un sistema de agitación mediante aire a presión, para producir turbulencia en el lecho de manera de hacer más efectivo el retrolavado.

El ensuciamiento del filtro se indica mediante un medidor de presión diferencial entre la entrada y salida del filtro.

2.8.1 Torre de Enfriamiento TOEN.002

Consta de dos circuitos de enfriamiento, un Circuito Abierto al ambiente y otro Cerrado.

El Circuito Abierto distribuye agua desde la Torre de Enfriamiento E.12 hacia dos áreas:

- Las bombas P.02A/B, envían agua de enfriamiento desde la piscina de la Torre E.12 hacia la Torre de Lavado y Enfriamiento de Aire E.01/E.02. Desde el fondo de la Torre de Lavado el agua retorna hacia el tope de la Torre de

Enfriamiento E.12. El agua que cae desde la parte superior de la Torre de Enfriamiento es enfriada mediante aire atmosférico, el que es succionado hacia el interior de la torre de enfriamiento mediante los ventiladores C.04A / C.04B.

- Las bombas P.03A/B, envían agua desde la piscina de la Torre E.12 hacia los intercambiadores de placas del circuito cerrado. Desde los intercambiadores el agua retorna a la parte superior de la Torre E.12, para ser enfriada.

El Circuito Cerrado consta de un Estanque, desde donde se impulsa el agua de enfriamiento de este circuito mediante bombas VOGT, hacia los equipos del proceso (etapas intermedias del compresor SULZER y su sistema de lubricación, enfriadores de aire E.15 A/ E.15B a la salida de los compresores C.02/C.03 y su sistema de lubricación, y hacia el compresor de oxígeno de venteo C.002F). Luego, el agua caliente que retorna desde los equipos es enviada a los Intercambiadores de Calor de Placas, donde es enfriada con agua proveniente de la Torre E 12. Después de enfriada, el agua vuelve al Estanque de Agua de Retorno donde se agrega agua blanda de reposición.

La figura siguiente muestra un diagrama esquemático de los circuitos de aguas de enfriamiento, junto al sistema de tratamiento de agua para producir agua blanda.

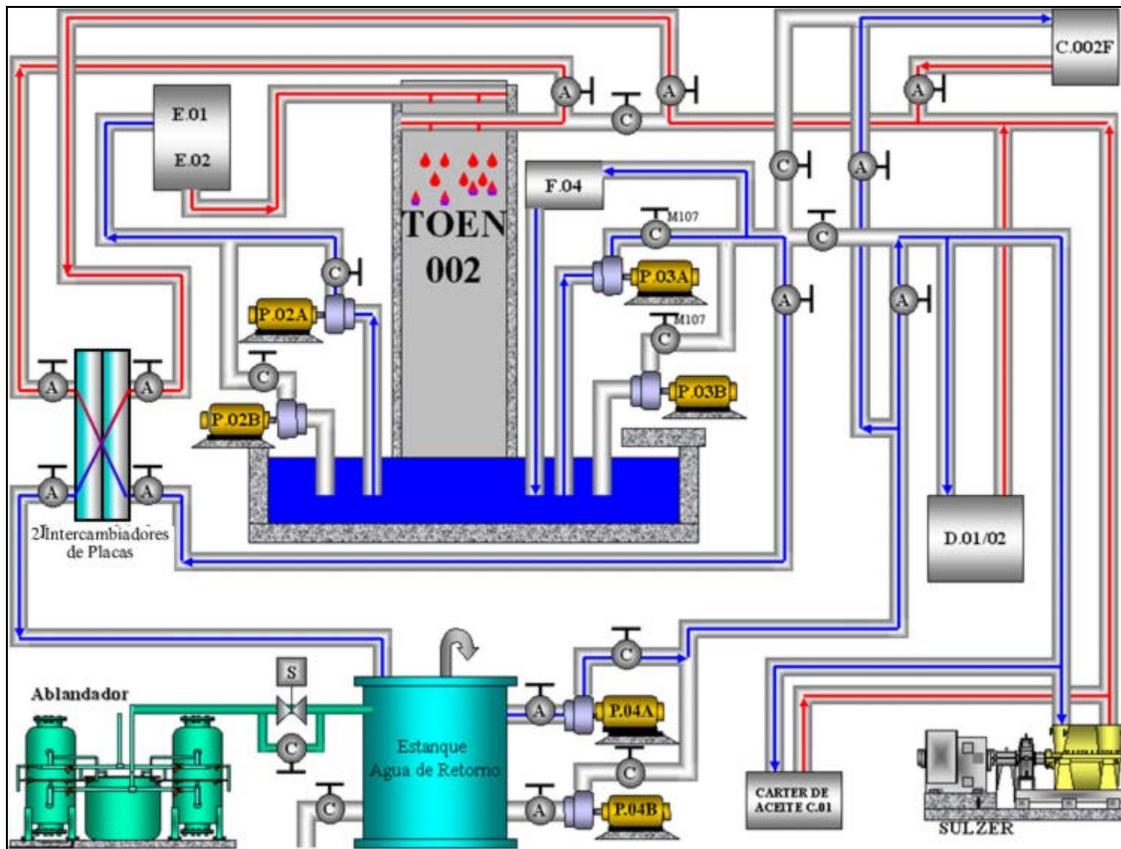


Figura 2.21 Esquema de circuitos de agua de refrigeración

2.8.2 Sistemas de Refrigeración

El agua del circuito cerrado de refrigeración se utiliza para el enfriamiento del compresor de aire C01, enfriamiento de aceite del compresor C01, enfriamiento de aceite turbinas y enfriador E15 A y B del compresor C02/C03.



Figura 2.22 Intercambiadores agua de enfriamiento

El retorno de agua caliente del circuito cerrado se enfría en intercambiadores de calor de placas, donde se pone en contacto con agua proveniente de un circuito abierto de refrigeración desde la torre de enfriamiento E12. Una vez enfriada, es acumulada en el estanque de agua y conducida nuevamente al circuito mediante bombas. En caso de pérdida por fugas o evaporación, se alimenta al estanque la cantidad necesaria de agua blanda proveniente de la planta ablandadora de agua.

El sistema abierto de refrigeración emplea agua industrial para refrigerar el circuito cerrado. El agua, impulsada por bombas, circula desde la piscina de acumulación de la torre de enfriamiento hasta los intercambiadores de placa, donde enfría el agua del circuito cerrado y retorna para enfriarse en la torre de enfriamiento.

2.9 Sistema de Distribución de Nitrógeno

El nitrógeno gaseoso es utilizado para lograr una atmósfera inerte en los equipos de la fundición que utilizan carboncillo, como una manera de evitar la combustión espontánea de éste. Los equipos que necesitan de este insumo son las Plantas Fluosólido N°1 y N°2 (filtros de mangas, tolvas, sellos), CT, CPS, HLE y Horno Basculante.

El Sistema de Distribución puede operar con nitrógeno gaseoso o con aire de respaldo. El nitrógeno puede ser producido en las Plantas de Oxígeno o es suministrado en forma periódica por empresas externas. El nitrógeno producido por las plantas es comprimido en los compresores C.05, C.07, C.08 y C.10, enviado a un estanque acumulador y luego a la línea de distribución. El nitrógeno externo es recibido y almacenado en el estanque VT-11000 en estado líquido. El nitrógeno líquido es vaporizado en un Gasificador Ambiental antes de ser alimentado a la línea de distribución. La operación con nitrógeno no requiere el uso de secadores.

Cuando el Sistema de Distribución requiere operar con aire, dicho aire es aspirado a través de un filtro, comprimido en los compresores C.05, C.07, C.08 y C.10 y enviado a los secadores COMPAIR y ZURN para eliminar el agua y otros contaminantes. Luego el aire es suministrado a la red de distribución.



Figura 2.23 Compresor de Nitrógeno C.05/C.010

CAPITULO 3 LAZOS DE CONTROL

La Planta de Oxígeno N°2 posee un Sistema de Control Distribuido. El sistema de control Distribuido es aquel en que cada controlador del proceso esta conectado entre sí. Existen varias unidades de control que llevan a cabo las tareas. En caso de avería o sobrecarga de trabajo, es posible transferir todo o parte de las tareas a otras unidades. La idea de poder hacer bypass a las unidades con problemas permite evitar los bloqueos necesarios del sistema (paradas de planta).

Los set point de los lazos de control de los distintos sectores de la planta, son ajustados de manera local, es decir, los lazos de control no se enlazan entre ellos, de manera que permitan el ajuste automático frente a las variaciones de la variable de proceso (Flujo de GOX) con respecto a la consigna.

A continuación en la Figura 3.1* se muestra el diagrama PID del sistema de control de la planta, que debe ser analizado para lograr determinar que controles se necesitan agregar para mejorar la eficiencia de la operación.

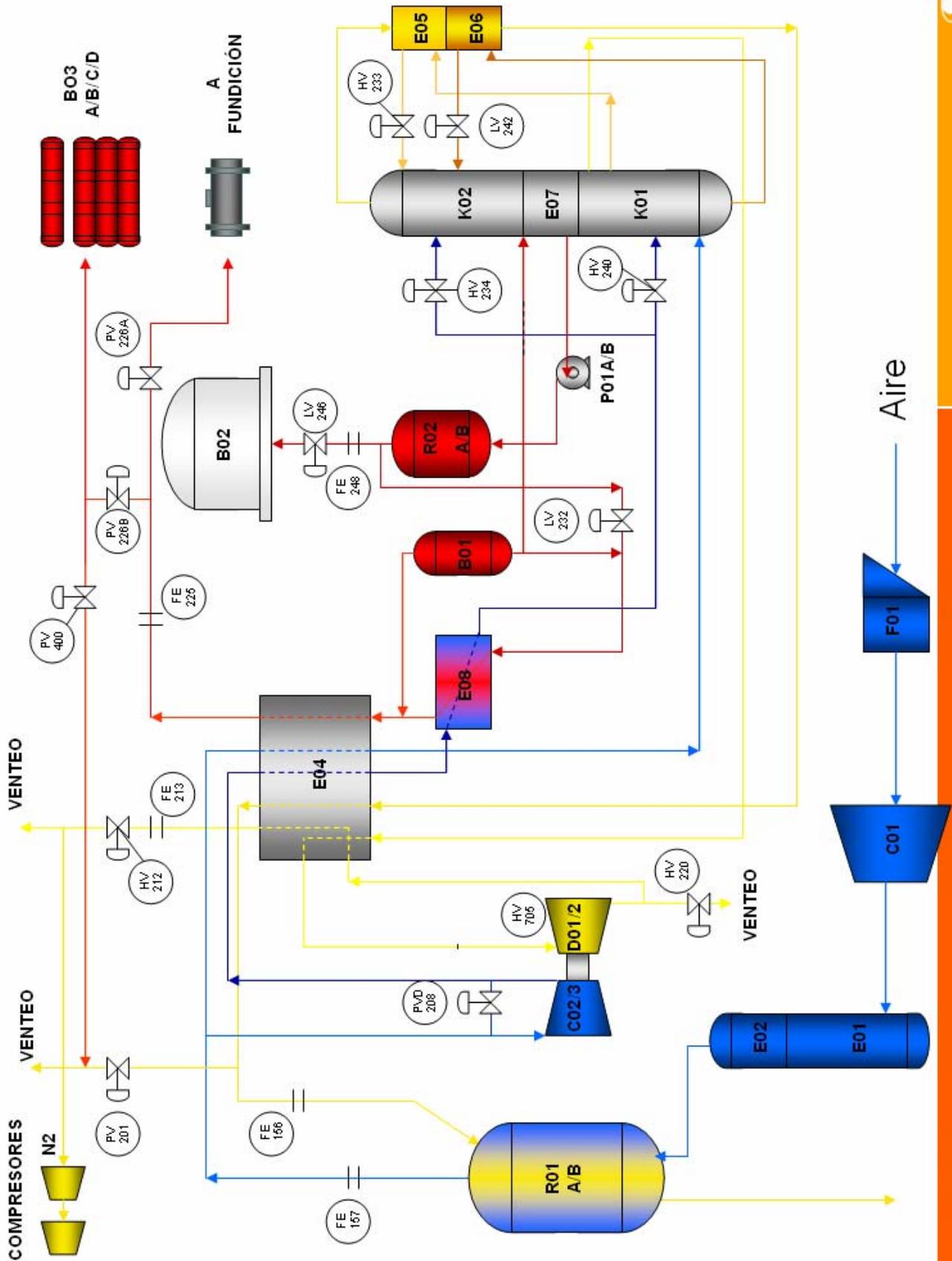


Figura 3.1* Diagrama PID POX-2

A continuación se muestran y explican los lazos de control manuales y automáticos que posee el sistema de Control Distribuido de la Planta de Oxígeno N° 2.

3.1 Válvulas Automáticas

3.1.1 Controles de Presión

PIC 226

El PIC 226 tiene como finalidad ajustar el flujo, pureza y presión de la entrega de oxígeno gaseoso a la fundición. También controla el venteo hacia la atmósfera por PV 400.

Este controlador actúa sobre dos válvulas: la PV 226A que es la encargada de entregar el oxígeno a fundición y que se encuentra abierta cuando el set point del controlador, PIC 226, es de 0-50%, y la válvula PV 226B que entrega el oxígeno gaseoso para el almacenamiento en el estanque B03D o venteo y que comienza a abrirse cuando el set point del PIC 226 se encuentra entre 50-100%.

El elemento sensor (PT 225) mide la presión del Oxígeno Gaseoso a la salida del Intercambiador Principal E04. (Ver Figura 3.3)

El control del caudal de oxígeno líquido producido a través de esta válvula provoca fuertes cambios en las concentraciones de oxígeno en los productos de tope y fondo (WN2 y LOX respectivamente) de la columna de baja presión, K02.

En la Figura 3.1 se puede observar que los aumentos de presión en la columna de baja presión debido a la disminución del caudal de oxígeno producido tienen una relación directa con la concentración de oxígeno perdida por el WN₂.⁴

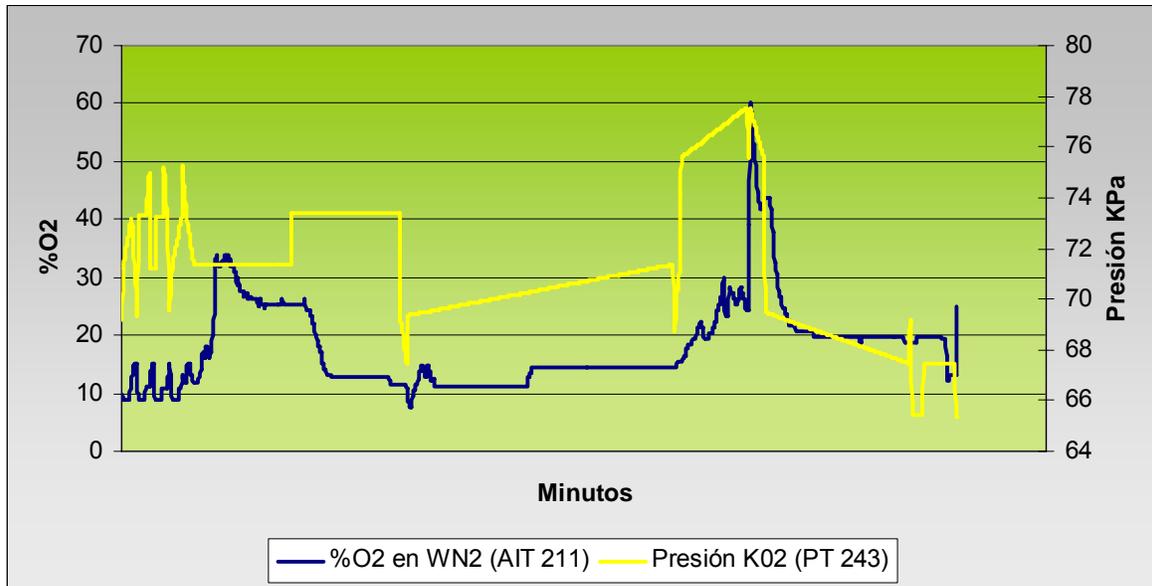


Figura 3.1 Referencia PI System 29 al 30 de Octubre de 2007

⁴ El análisis de los efectos de la válvula PV226 en el rendimiento de extracción de O₂ es explicado con más detalle en el Capítulo 5.

PIC 201

Este controlador tiene la función de mantener la presión del sistema de caja fría mediante la purga de una parte del WN_2 proveniente de K02. Además controla el flujo de WN_2 que se dirige hacia los tamices moleculares.

El elemento sensor (PT 201) se encuentra ubicado a la salida del intercambiador principal E04 y mide la presión del nitrógeno impuro que se utiliza en la reactivación en las botellas de purificación-

El Set Point de este controlador es de 180-200 Kpa. En la Figura 3.3 puede localizarse esta válvula y su lazo de control.

PIC 400

Cuando el estanque de almacenamiento de oxígeno gaseoso B.03D está a su límite de capacidad (SP 200 Kpa), se acciona la válvula PV 400 de venteo de oxígeno. (Ver Figura 3.3)

En la Figura 3.2 se muestra la pantalla DCS del Intercambiador E04 y las válvulas PV 201, PV 400 y PV 226B

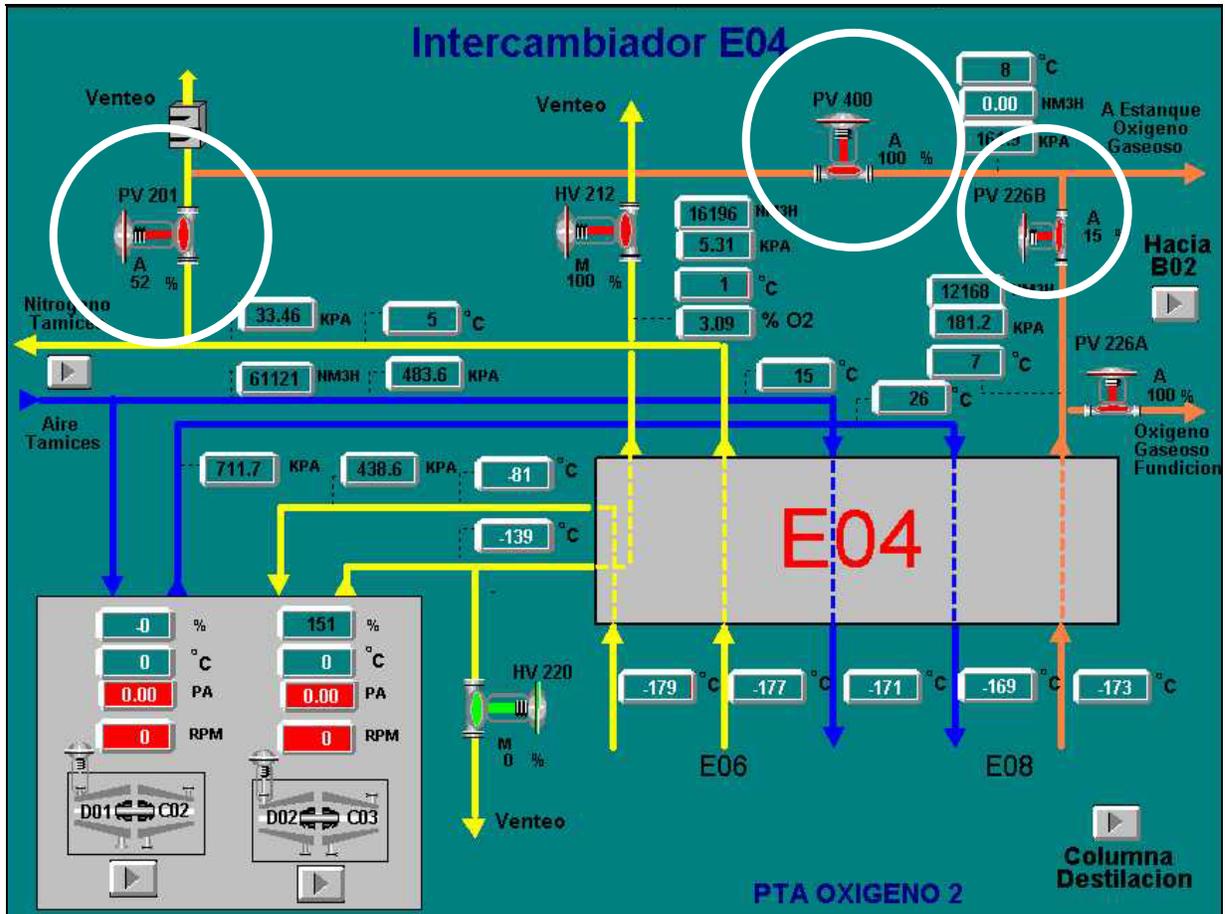


Figura 3.2 Pantalla DCS Intercambiador E04. PV 226B, PV 201, PV 400.

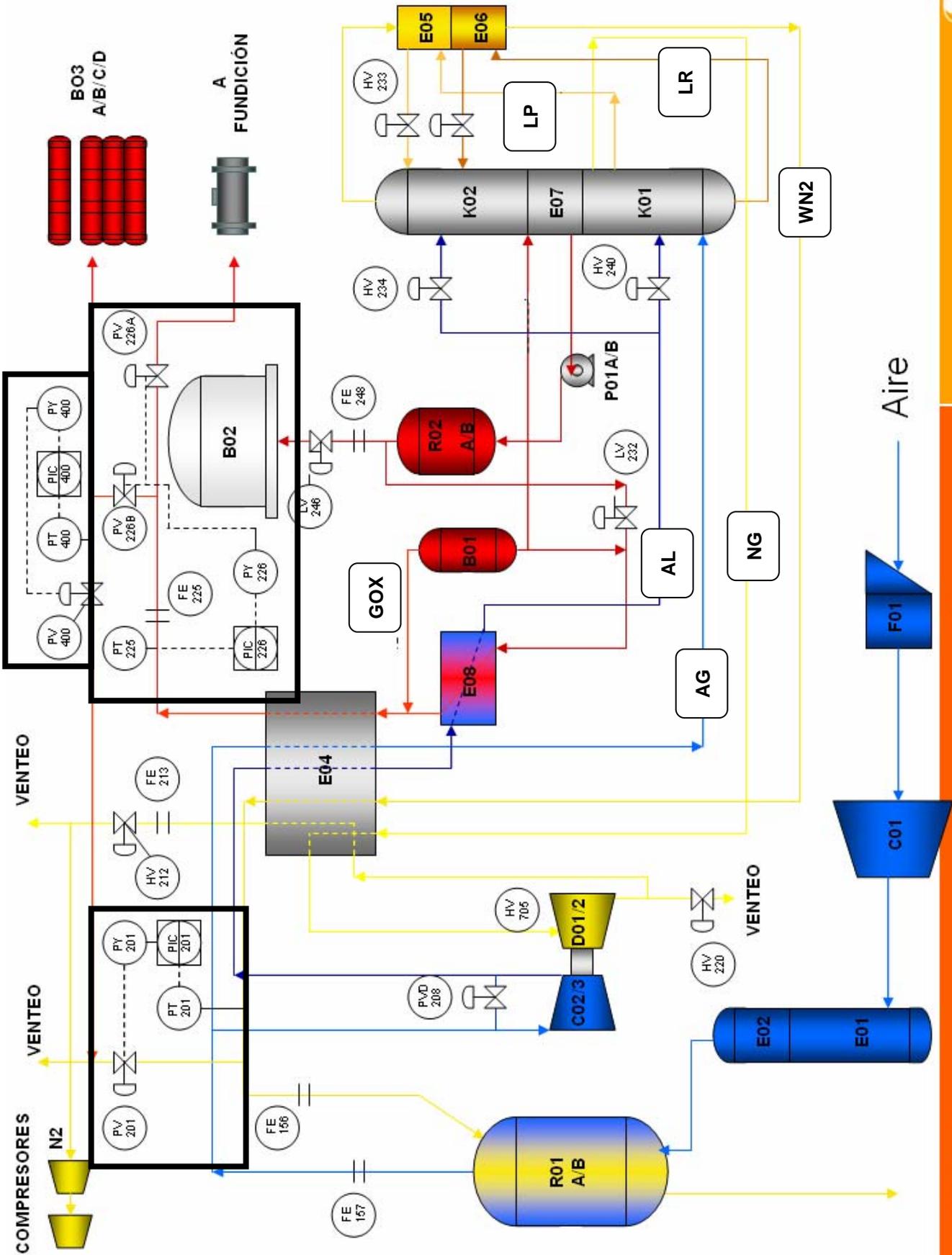


Figura 3.3 Lazos de Control PIC 226, PIC 201, PIC 400



3.1.2 Controles de Nivel

LIC 242

Este controlador regula el nivel de líquido rico en la columna K01. Actúa sobre la válvula LV 242 que controla el reflujo a la columna K02. El nivel de líquido en K01 se debe mantener en un 70%. El nivel de la columna no debe sobrepasar más allá de este porcentaje debido a que el líquido puede alcanzar la alimentación de aire gaseoso.

LIC 232

El LIC 232 tiene un set point de un 85% y controla el nivel de oxígeno líquido en el vaporizador E.08 a través del separador B01. El controlador actúa sobre la válvula LV 232 ubicada a la entrada del intercambiador E08.

LIC 246

El LIC 246 mantiene el nivel líquido en la columna K02 en un 85% , lo que permite una adecuada operación del rehervidor E.07. El controlador actúa sobre la válvula LV 246, la que permite el paso de oxígeno líquido al estanque de almacenamiento de oxígeno líquido B02.

Este control es de mucha importancia cuando el consumo de oxígeno de la fundición es bajo. Cuando esto ocurre la válvula LV 232 se cierra para evitar el aumento de nivel líquido del separador B01, en tanto que LV 246 se abre permitiendo el flujo de oxígeno líquido hacia el estanque B02.

En la Figura 3.4 se muestra la pantalla DCS de la Columna de Destilación y las válvulas LIC 242, LIC 232 y LIC 246 y en la Figura 3.5 la ubicación y lazos de control de estas válvulas.

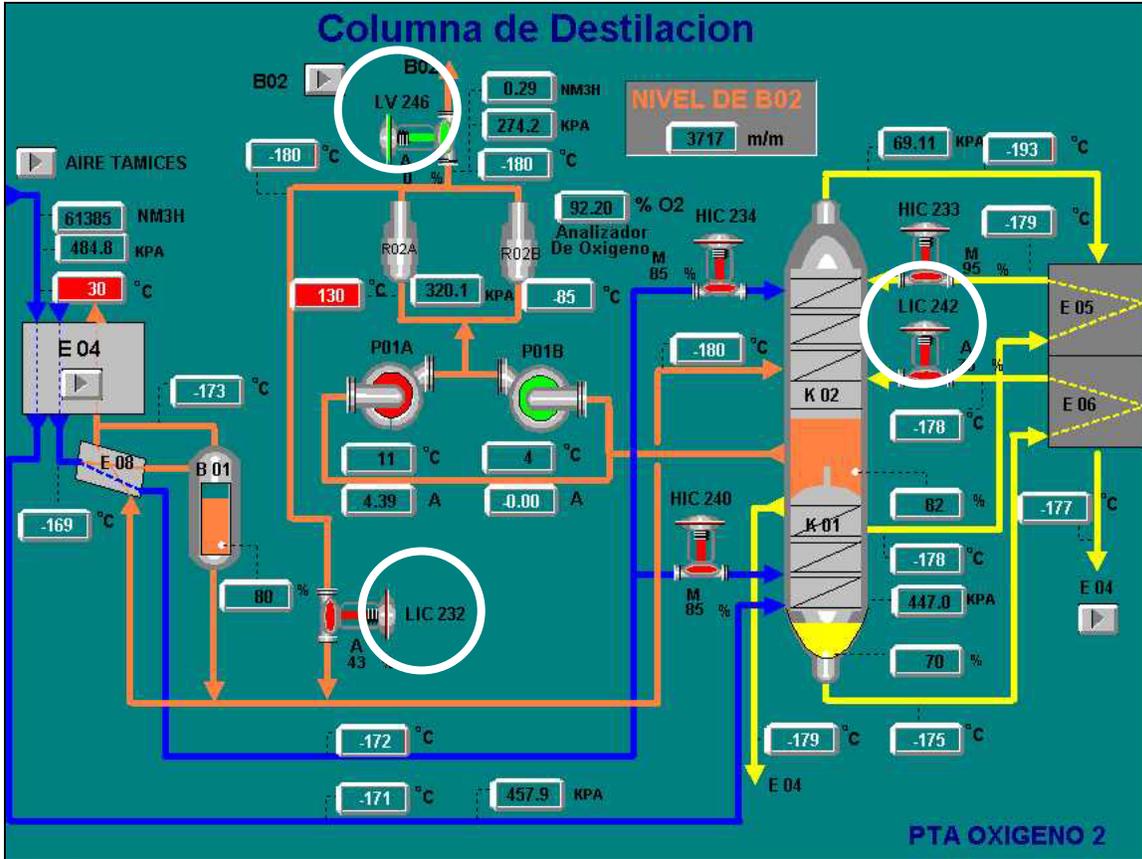


Figura 3.4 Pantalla DCS Columna de Destilación. LV 246, LV 232 y LV 242.

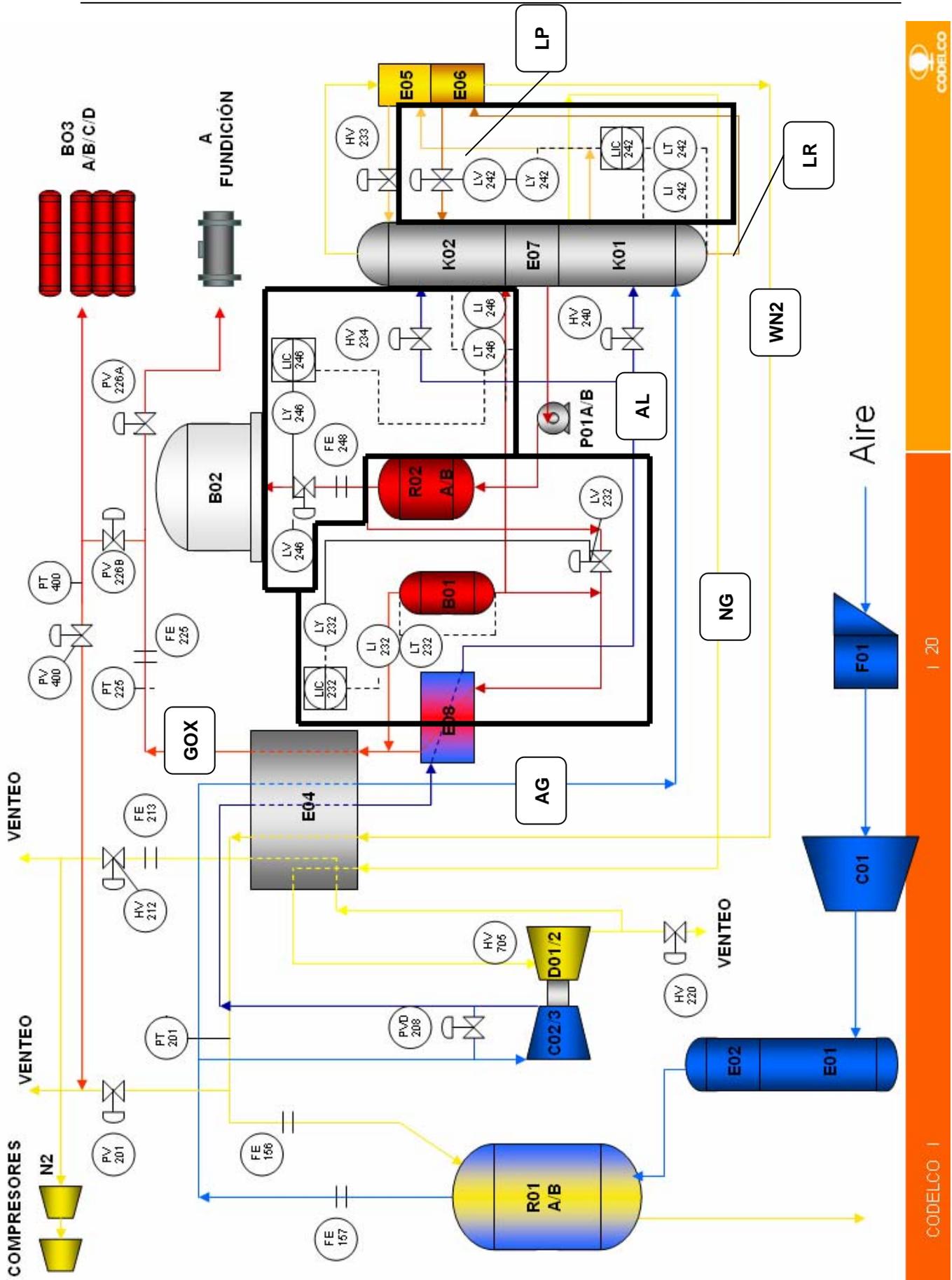


Figura 3.5 Lazos de Control, LV 242, LV 232 y LV 246



3.1.3 Bypass Compresor C.02/03, HIC 744/844B

Para controlar la cantidad de aire líquido producido se utiliza el Bypass del compresor C.02/03 (HIC 744B/844B), mostrado en la Figura 3.6. Esta válvula es parte del control antisurge del compresor. Al disminuir la presión diferencial del postenfriador del compresor (PDT-205) a menos de 2250 PA, el HIC 744B queda automáticamente restringido a un 50%.

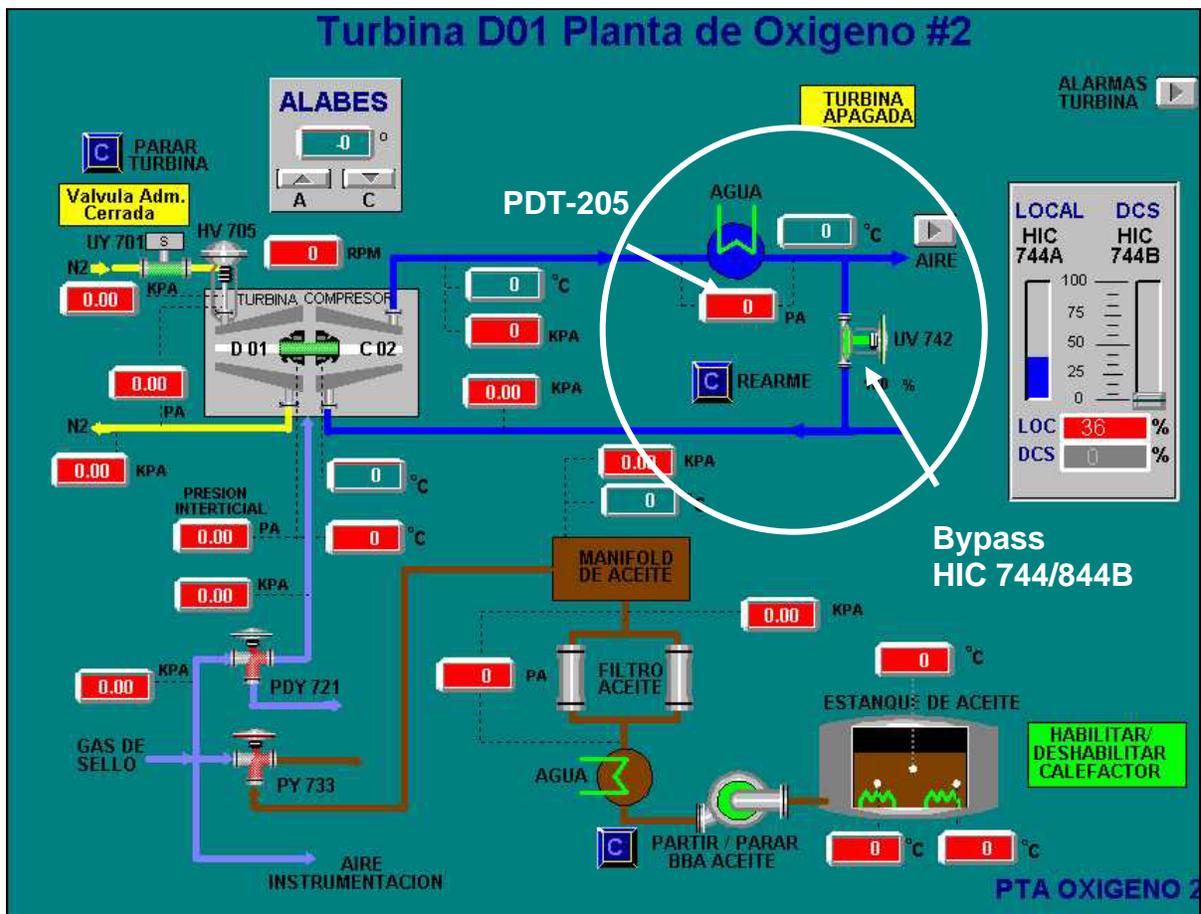


Figura 3.6 Pantalla del Sistema de Control Distribuido de Planta Oxígeno N°2, Bypass Compresor C.02

Si el proceso requiere de una mayor cantidad de aire líquido, el operador abre la válvula del bypass. La recirculación de aire provoca una disminución de

presión a la salida del compresor C02/03. Al ingresar a una presión menor, el descenso de temperatura de la corriente de aire será mayor tanto en el intercambiador principal E04 como en el vaporizador E08. Este descenso de la temperatura genera una mayor cantidad de aire licuado.

En la Figura 3.8 se muestra el efecto de la apertura del bypass en las temperaturas y presión del aire, a la salida del compresor e intercambiadores y en la Figura 3.9 la localización de los puntos de medición.

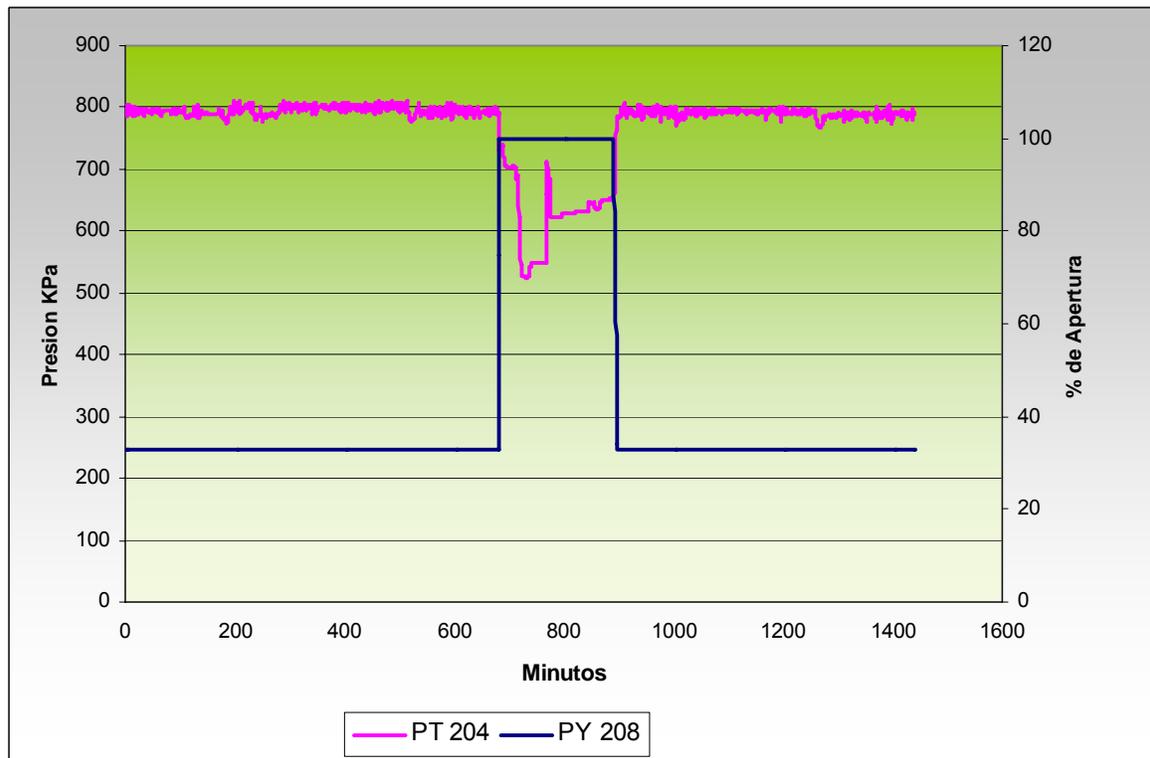
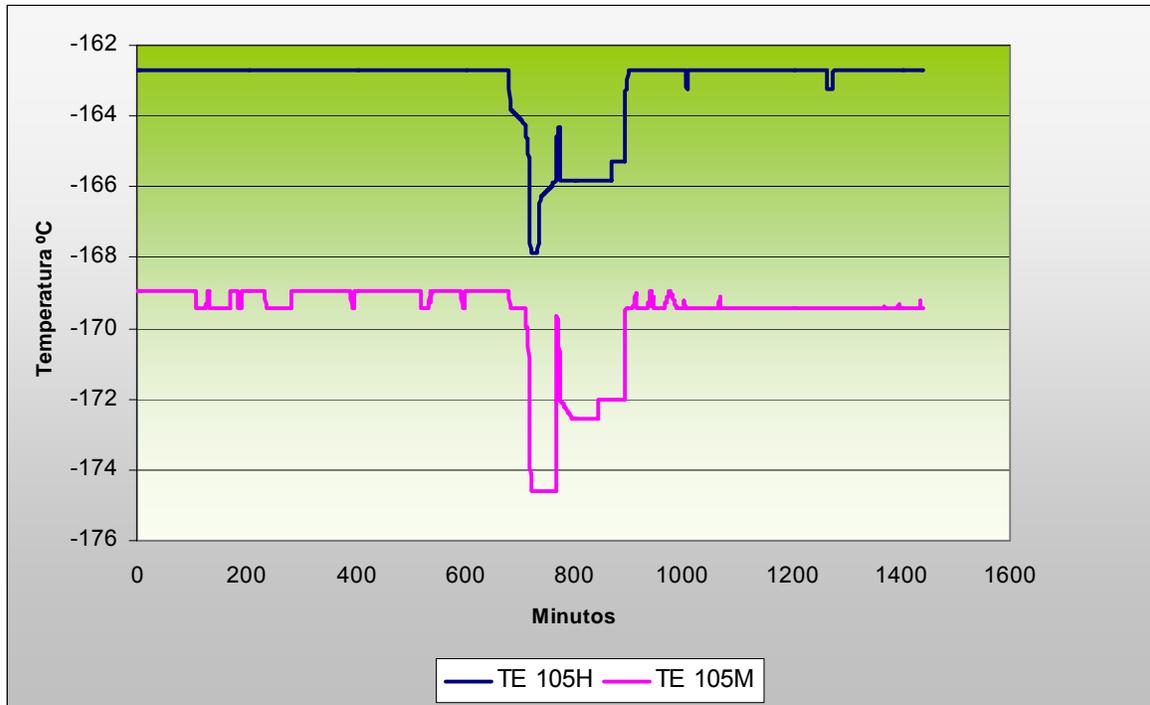


Figura 3.7 PT 204: Presión Salida C03; PY 208: % Apertura Bypass; TE 105H: Temperatura salida E04; TE 105M: Temperatura salida E08. Referencia PI System 1 de Noviembre de 2007.

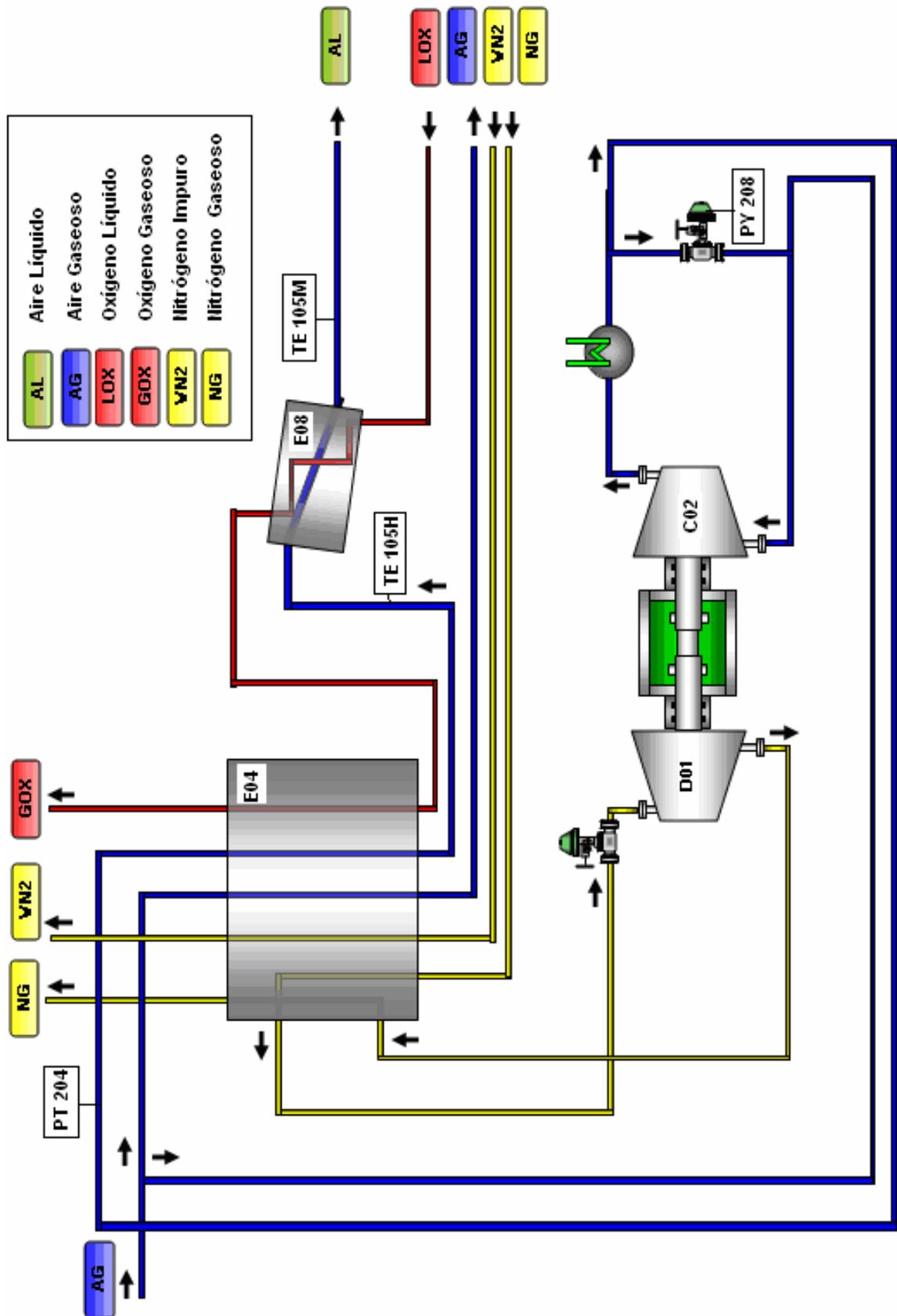


Figura 3.8 Puntos de Medición

3.2 Válvulas Manuales

3.2.1 Álabes del Compresor C.01, ZT 085

La apertura de los álabes aumenta el caudal a través de la Planta y también aumenta las presiones en los circuitos de la Caja Fría y Columnas (ver Figura 3.9). Los ajustes de caudal de aire que ingresa a la Planta son manuales. La planta no dispone de un control automático que actúe sobre los álabes del compresor.

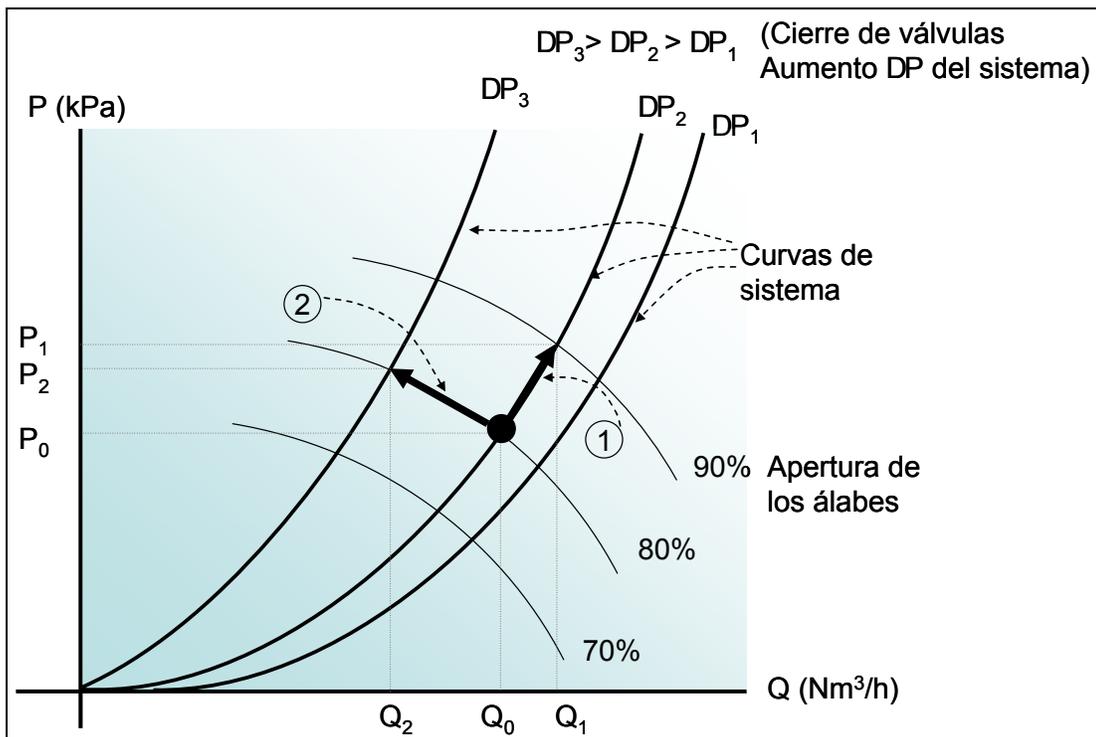


Figura 3.9 Efecto de la apertura de los álabes del compresor. 1.- Apertura de los álabes: aumento de presión y aumento de caudal. 2.- Aumento DP del sistema: Aumento de presión y disminución de caudal

3.2.2 HIC 705/805

Los álabes de la turbina (HV 705/805) poseen un control manual (ver Figura 3,17). Esta válvula tiene un porcentaje de abertura entre 20 a 150%. Si se requiere mayor refrigeración los álabes son abiertos proporcionalmente, aumentando el trabajo producido por la turbina y por consiguiente las RPM del compresor Booster y de esta manera, la presión de salida del aire. El aumento de presión facilita la licuefacción de aire en E08, por lo tanto, existe una mayor producción de oxígeno líquido. Además, al aumentar el caudal de NG a través de la turbina, la temperatura disminuye, produciendo una mayor cantidad de frío en el intercambiador principal E04. La Figura 3.10 muestra lo descrito anteriormente.

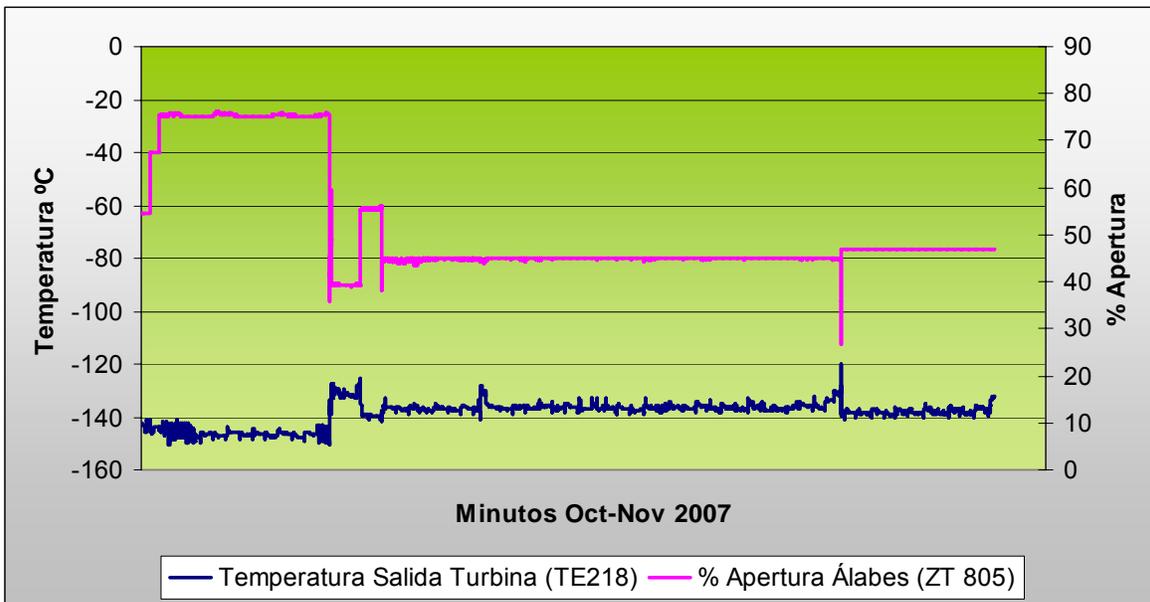


Figura 3.10 Efecto de la Apertura de los álabes en turbina D.02. Referencia PI System.

Para realizar un análisis riguroso de la variación del porcentaje de apertura de los álabes de la turbina, fue necesario realizar un Balance de Masa y Energía al Sistema Compresor-Turbina, Intercambiador Principal E04 y Vaporizador E08⁵.

El aumento de caudal de NG a través de la turbina incrementa el trabajo realizado, el cual es transferido al compresor booster. El aumento de las revoluciones, aumenta la presión de salida del compresor.

La Figura 3.11 muestra la relación directa existente entre el Flujo de NG que ingresa a la turbina, el trabajo realizado por ésta y la presión de salida del aire en el compresor Booster.

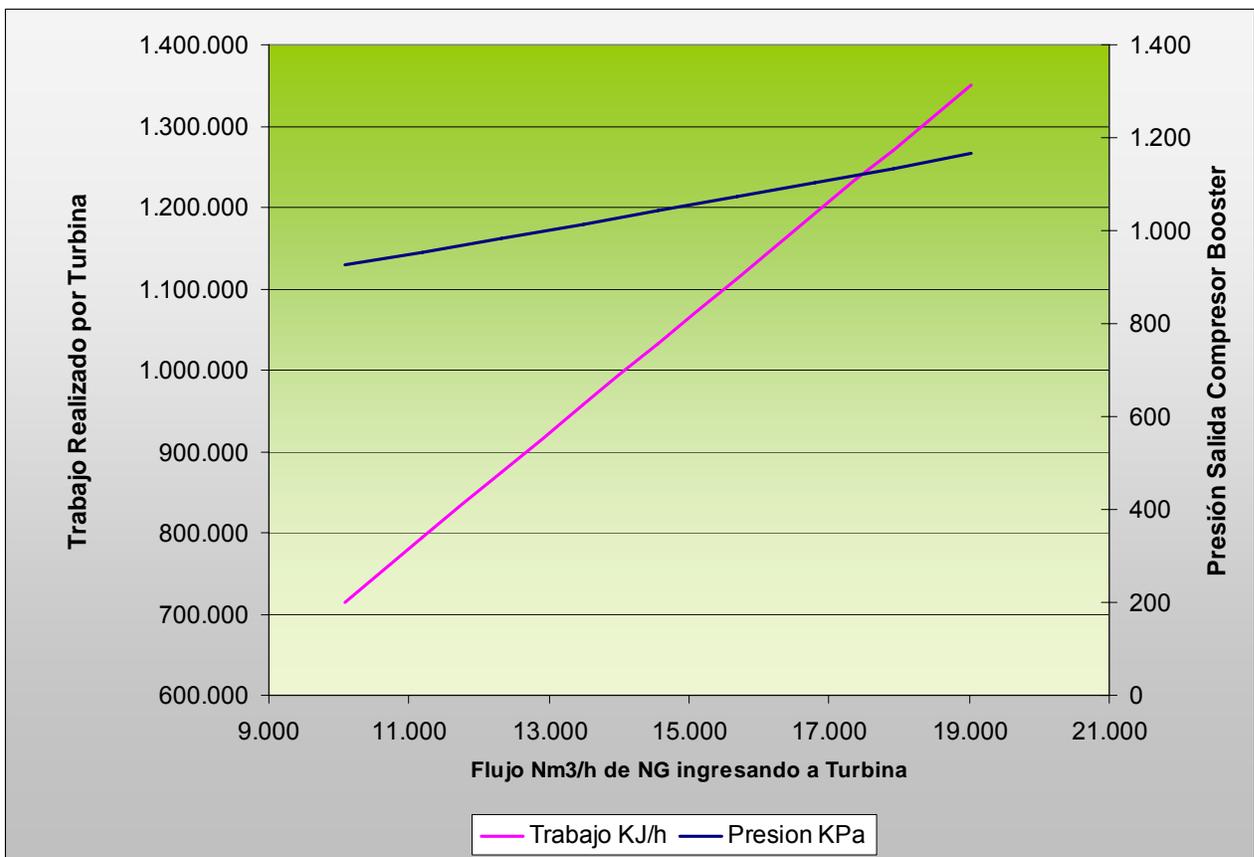


Figura 3.11 Relación Flujo de NG con respecto al trabajo producido y la presión del compresor booster.

⁵ Los cálculos del Balance de Masa y Energía se encuentran detallados en el Anexo A.3.

Posteriormente, a la salida de vaporizador E08, la licuefacción de aire se ve favorecida con el aumento de presión. La Figura 3.12 muestra la relación del flujo de NG con respecto al porcentaje de aire líquido obtenido a la salida de E08.

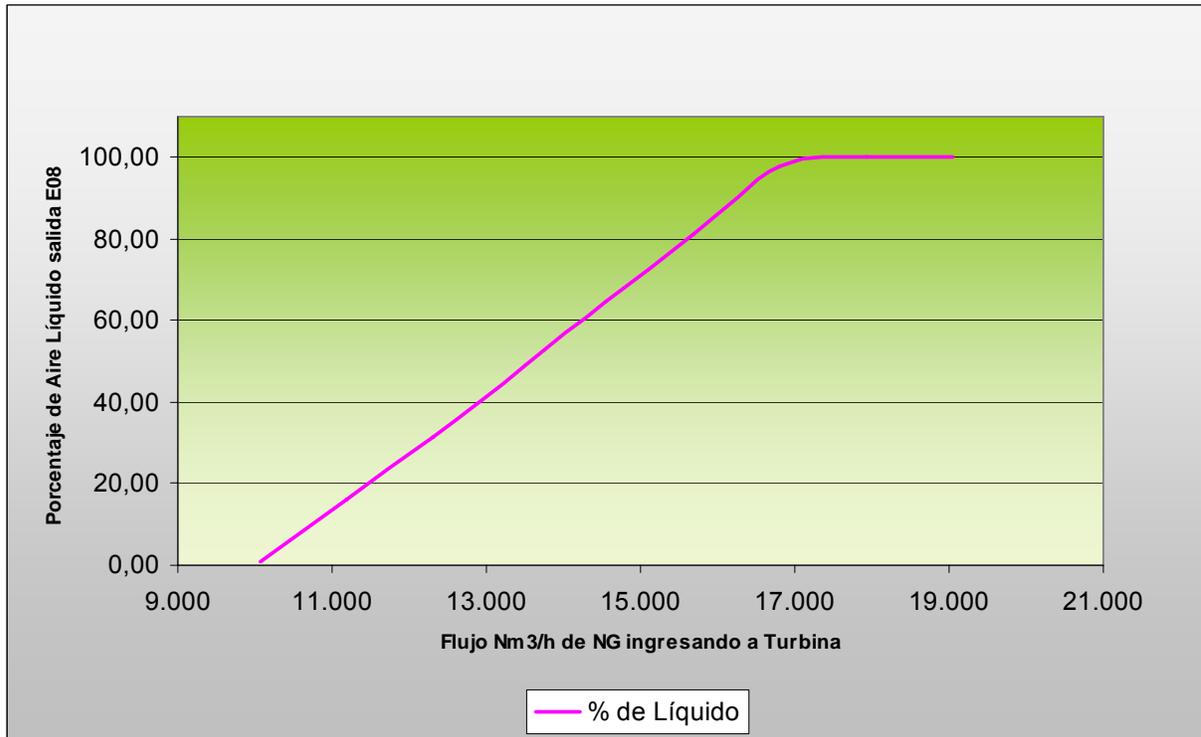


Figura3.12 Relación Flujo de NG con respecto al porcentaje de aire líquido obtenido a la salida de E08.

3.2.3 HIC 212

Este controlador actúa sobre la válvula HV 212 ubicada a la salida del intercambiador principal E04 y controla el venteo de NG proveniente de K01. Esta válvula sólo tiene uso cuando la planta es puesta en servicio. Luego de que la planta se encuentra en operación normal, esta válvula permanece 100% abierta.

3.2.4 HIC 220

Esta válvula se utiliza sólo en procesos de calentamiento de la planta. El controlador actúa sobre la válvula HV 220 ubicada en la corriente de NG que sale de las turbinas, ver Figura 3,17.

En ciertas ocasiones esta purga se abre cuando no existe capacidad de almacenamiento en el estanque de oxígeno líquido B02 y por lo tanto también mantiene el nivel líquido de la columna K02.

3.2.5 HIC 240 y HIC 234

Ambos dispositivos regulan los flujos de aire líquido que ingresan a la columna de destilación K01 y K02 respectivamente. Deben mantenerse con el mismo set point, el cual es generalmente 85% de abertura.

En HV 234 se produce una expansión del aire líquido antes de ingresar a la columna de BP debido a que esta trabaja a una presión de alrededor de los 1,7 bar. En la Figura 3,17 se muestra la ubicación de estas válvulas.

3.2.6 HIC 233

Esta válvula regula el reflujo de líquido pobre proveniente de la columna K01 hacia la columna K02. (Ver Figura 3.17)

Cuando el porcentaje de oxígeno en el NG es mayor al 1%, la válvula HIC 233 se comienza a cerrar gradualmente hasta lograr dicha pureza.

Al cerrarse esta válvula, la columna K01 recibirá un enorme reflujo de líquido pobre y se formará una barrera para el oxígeno que sube en esta columna, por lo tanto fluirá un líquido a través de HV 233 muy pobre en oxígeno (líquido de buena calidad). El flujo a través de la válvula HV 233 será bajo y el reflujo de líquido pobre en la columna K02 será insuficiente para formar una barrera apropiada al oxígeno en esta columna. Saldrá una gran cantidad de oxígeno de la

columna en el flujo de nitrógeno impuro (eficiencia de extracción no satisfactoria). Por otra parte, si HV 233 está muy abierta la eficiencia de extracción no será satisfactoria por razones contrarias: alta cantidad de reflujo de líquido pobre en el tope de la columna K02 pero baja calidad debida a un reflujo insuficiente en la columna K01.

El porcentaje de WN_2 que se escapa en la columna está en equilibrio con el líquido del plato superior. Este porcentaje de líquido depende de la cantidad y porcentaje de O_2 del líquido pobre que llega sobre el plato pero también de la cantidad y porcentaje de gas que atraviesa el plato. En la Figura 3.13 se muestra un esquema del tope de la columna K02.

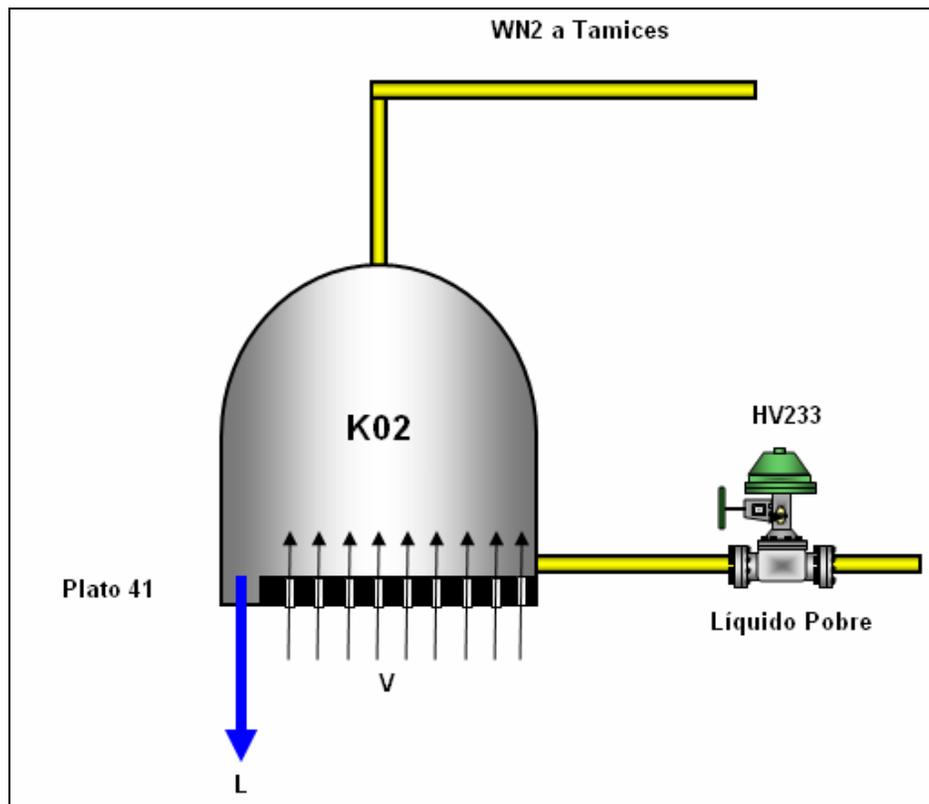


Figura 3.13 Esquema Tope de Columna K02

Al ir cerrando la válvula, Figura 3.14, la concentración de O_2 en el WN_2 depende principalmente del contenido de O_2 en la corriente de líquido pobre. De las tres regulaciones, la correspondiente al líquido pobre de una concentración de 1,2% de O_2 es la que entrega la mejor extracción de O_2 en WN_2 , cerca de un 3%.

La recuperación de O_2 también depende de la cantidad de NG que salga de la columna de Media Presión y que no es significativo más que si el porcentaje del oxígeno en la curva de Baja Presión permanece constante.

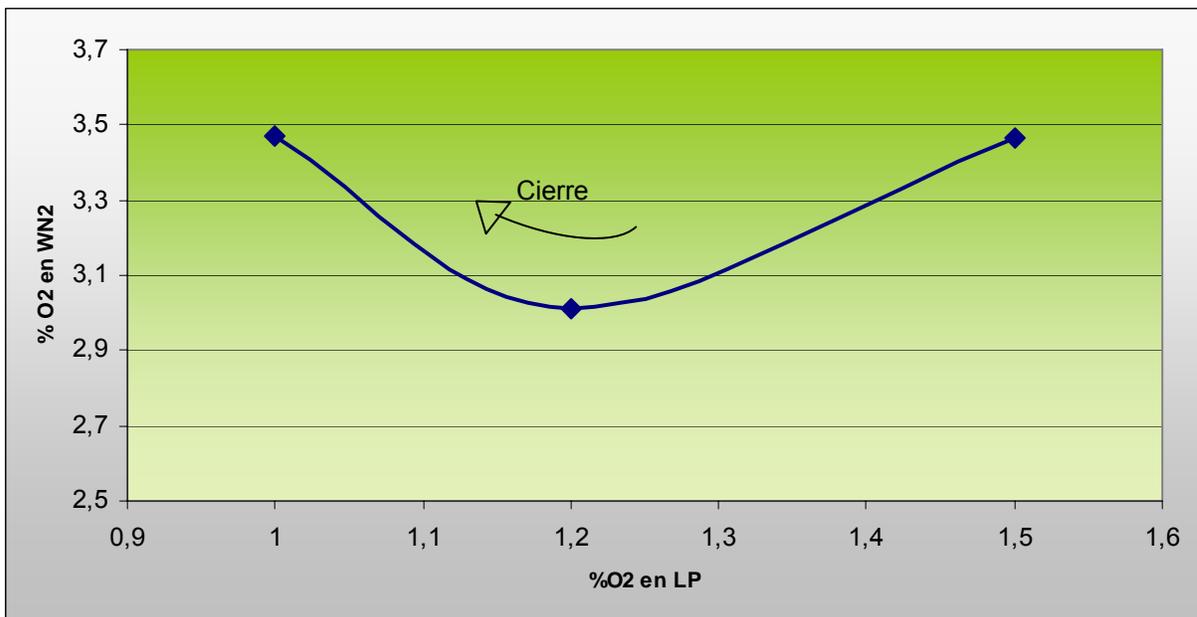
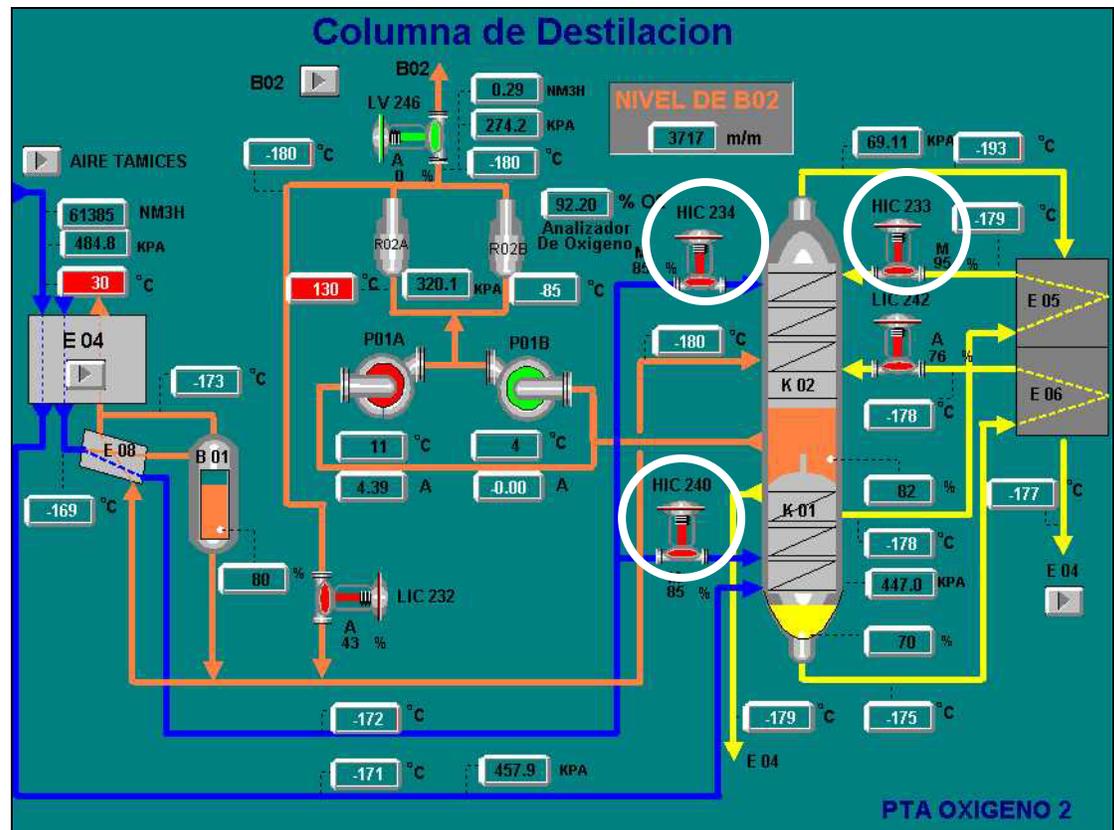
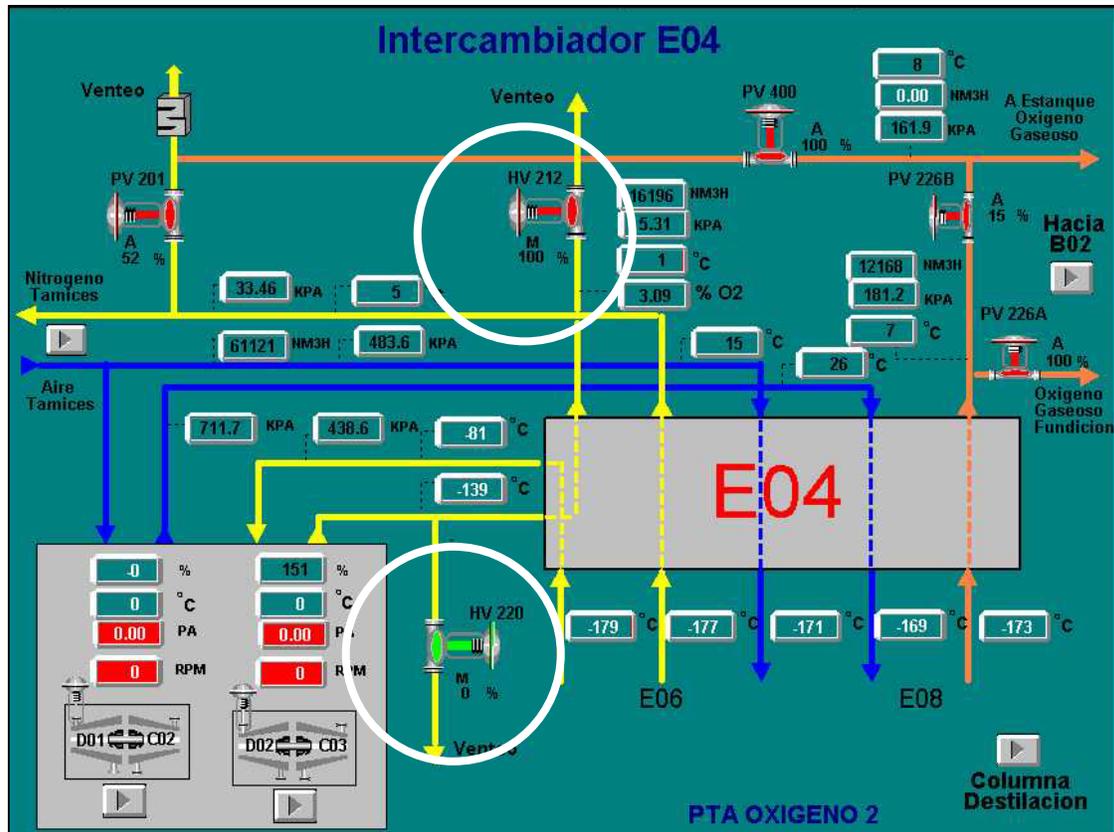


Figura 3.14 Relación % O2 en Líquido Pobre con pérdidas de O2 en WN2

En la Figura 3.15 y 3.16 se muestra la pantalla DCS del Intercambiador de Calor E04 y de la Columna de Destilación respectivamente.



Figuras 3.15 y 3.16 Pantalla DCS: HV212, HV220, HV240, HV234 y HV233.

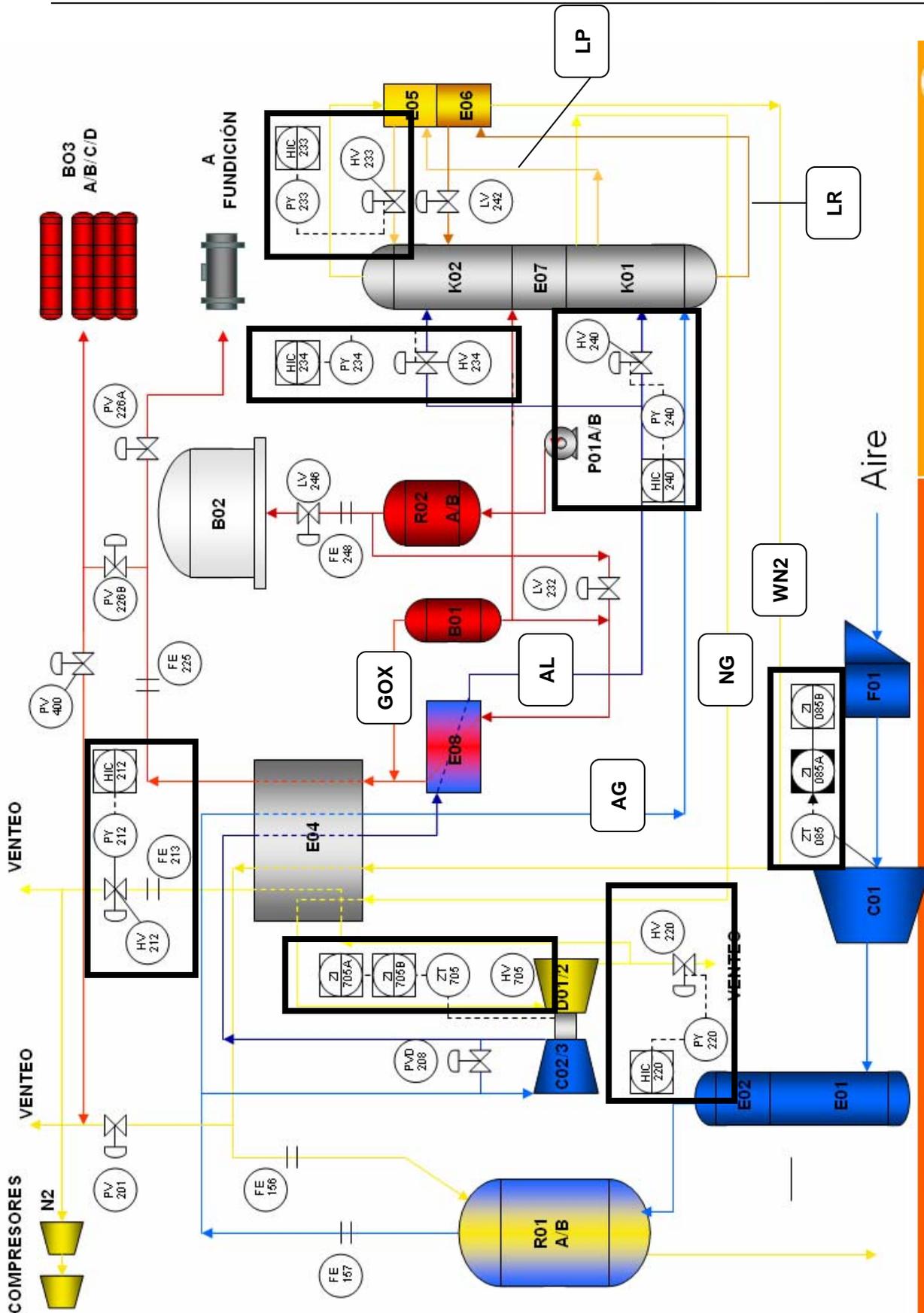


Figura 3.17 Lazos de Control HV 705, ZT 085, HV 212, HV220, HV240, HV234 y HV233

3.3 Conclusiones

A través de un análisis del sistema de control de POX-2 se puede observar que la planta, para una operación estable y eficiente, requiere de controles adicionales a los actualmente existentes.

Los controles actuales no necesitan ser modificados, sino, se deben agregar los siguientes controles para cumplir con los objetivos planteados:

Control de caudal de aire a través de los álabes del compresor C.01: El flujo de GOX producido por las columnas de destilación es controlado por la válvula PV 226. El control de caudal a través de esta válvula produce variaciones en la concentración de O_2 tanto en el LOX como en el WN_2 , disminuyendo la eficiencia de extracción de O_2 del proceso. Por este motivo, es necesario que el flujo de GOX sea controlado por medio del flujo de aire que ingresa a la planta a través de los álabes del compresor y de este modo aumentar la eficiencia del proceso.

Control de Caudal de NG: las condiciones de alimentación de la columna de destilación están sujetas al funcionamiento de las turbinas de expansión. El flujo de NG que ingresa a estos equipos y cuya importancia principal es mantener el frío dentro del sistema, es controlado vía manual por los álabes HV708/808B de las turbinas de expansión.

Control de Caudal de LP: Otro parámetro importante que influye en la eficiencia de extracción del O_2 es la cantidad de reflujo de Líquido Pobre que ingresa a la columna de baja presión K02. El reflujo es controlado manualmente por la válvula HV 233.

Estos tres parámetros influyen a gran escala en la eficiencia de operación del proceso. Al tratarse de controles manuales, no puede asegurarse que éstos mantengan una condición proporcional frente a cualquier cambio en el caudal de

aire que ingrese a la planta y por otro lado, están sujetos a la habilidad y conocimiento que posea el operador en el manejo de la planta.

Además existen dos controles automáticos, el control de nivel de LR de K01 y control de Caudal y venteo de WN2, que pueden ser mejorados agregando al set point del controlador un factor de flujo que permita mantener el balance másico dentro de la planta.

CAPITULO 4 MODELO COLUMNA DESTILACION

Las principales corrientes que intervienen en el proceso de producción de oxígeno (LOX, NG, WN₂), son todos productos de la destilación del aire realizadas en las columnas K01-K02.

Es por este motivo, que el modelo de Balance de Masa y Energía de la POX-2 se centra en este equipo.

Para poder realizar una modelación de las Columnas de Destilación es necesario realizar balances de masa y energía a cada una de las secciones que conforman este sistema. El objetivo de este modelo es calcular los flujos de aire de entrada y las condiciones a las que deben ingresar al equipo para obtener las composiciones nominales en cada una de las corrientes de producto y corrientes intermedias.

Además se realiza un análisis de los principales parámetros que afectan el rendimiento de operación de la columna a partir de las curvas de equilibrio.

En este capítulo, se muestran las características más importantes de los balances de masa y energía realizados y la construcción de las gráficas de equilibrio de ambas columnas.

4.1 Configuración Doble columna de Destilación K01-K02 de POX2

4.1.1 Columna K01 de Media Presión

Esta columna consiste en un estanque cilíndrico de acero inoxidable en cuyo interior se encuentran 36 bandejas de aluminio. Esta columna permite la primera separación de aire.

El aire proveniente del intercambiador E.04, es alimentado bajo la primera bandeja de esta columna. Este aire es el que proporciona el vapor ascendente, por lo tanto debe ingresar al equipo en su punto de rocío. La presión de entrada de este flujo debe mantenerse en 594 KPa y -170°C a toda condición de flujo, para disponer de flujo ascendente en la columna.

Entre las bandejas 17 y 18 se conecta el aire líquido que sale desde el intercambiador E-08. Este aire líquido sufre una expansión en la válvula HV 240 y entra en su punto de burbuja a -170°C y a una presión de 871 KPa.

Desde la parte superior de la bandeja 29 sale un líquido con un 5% de oxígeno llamado líquido pobre (LP), el cual pasa a través del sub-enfriador E.05 donde se enfría y luego se expande en la válvula HV 233 (HIC 233) para luego ingresar a la parte superior de la columna K02 actuando como reflujo.

Del tope de la columna K01 sale nitrógeno gaseoso el cual se dirige hacia las turbinas. Este nitrógeno es expandido a través de la turbina D01 después de ser calentado parcialmente en el intercambiador E.04 (a -70°C).

En el fondo de la columna se obtiene un líquido llamado líquido rico (LR), el cual tiene un 40% de oxígeno y es recirculado y enfriado por el enfriador por el sub-enfriador E.06 y expandido en la válvula LV 242 para luego ingresar a la columna de presión baja K02.

4.1.2 Columna K02 de Baja Presión

Es un estanque similar a la columna K01. La columna de presión baja está situada sobre el vaporizador E.07. Tiene 41 bandejas que permiten purificar el líquido rico proveniente de la columna de media presión, con una composición de 37 a 40% de O₂, hasta obtener un líquido con un contenido de 95% de oxígeno.

La columna es calentada en su base gracias a las calorías producidas por la condensación del nitrógeno en el tope de la columna de presión media en el vaporizador E07.

La columna de presión baja es abastecida con el reflujo del líquido rico que ingresa al nivel comprendido entre las bandejas 19 y 20. El aire líquido proveniente del intercambiador E-08 se conecta entre las bandejas 27 y 28. Sobre la última bandeja (nº 41) llega el nitrógeno líquido desde la columna K01 a través del intercambiador E.05.

Los productos retirados de la columna de baja presión son enviados al extremo frío del intercambiador E.04.

El oxígeno líquido (95% de pureza) se retira del fondo de la columna mediante las bombas P01 A/B, luego se vaporiza en E08; un termosifón que opera entre B01 y E08 es una seguridad suplementaria contra una posible concentración de hidrocarburos.

Proveniente del tope, el WN_2 es calentado en E.05 y E.06 para luego ser usado en los tamices.

4.2 Balances de Masa y Energía

Los Balances de Masa y Energía nos entregan información importante sobre los flujos, concentraciones, los consumos y transferencias energéticas en el proceso. A partir de ellos, se generará un modelo que permita estimar los flujos de entrada a condiciones de operación normal.

Inicialmente se realizara un balance de masa al sistema global de destilación. Luego, a partir de los datos obtenidos, se calculan los flujos intermedios mediante un balance de masa a la columna de MP K01. El balance de energía consistirá en un balance global energético al sistema de destilación, y luego un balance de energía para cada sección de las columnas, incluyendo los subenfriadores E05 y E06.

A través de la confección y análisis del diagrama de McCabe y Thiele⁶ se determinó las composiciones plato a plato considerando una eficiencia de 53%, según los datos de planta. El cálculo permite definir composiciones, temperatura y presión de cada plato. Las composiciones son independientes del flujo total de aire que ingresa a la planta, si se fijan de antemano la concentración del oxígeno gaseoso a producir y la eficiencia de recuperación de oxígeno en el nitrógeno generado.

Para validar esta condición, se realizó una simulación en HYSYS de las columnas de destilación (Figura 4.1)

⁶ Gráficas experimentales y cálculos de platos teóricos, se encuentran en Anexo A.2

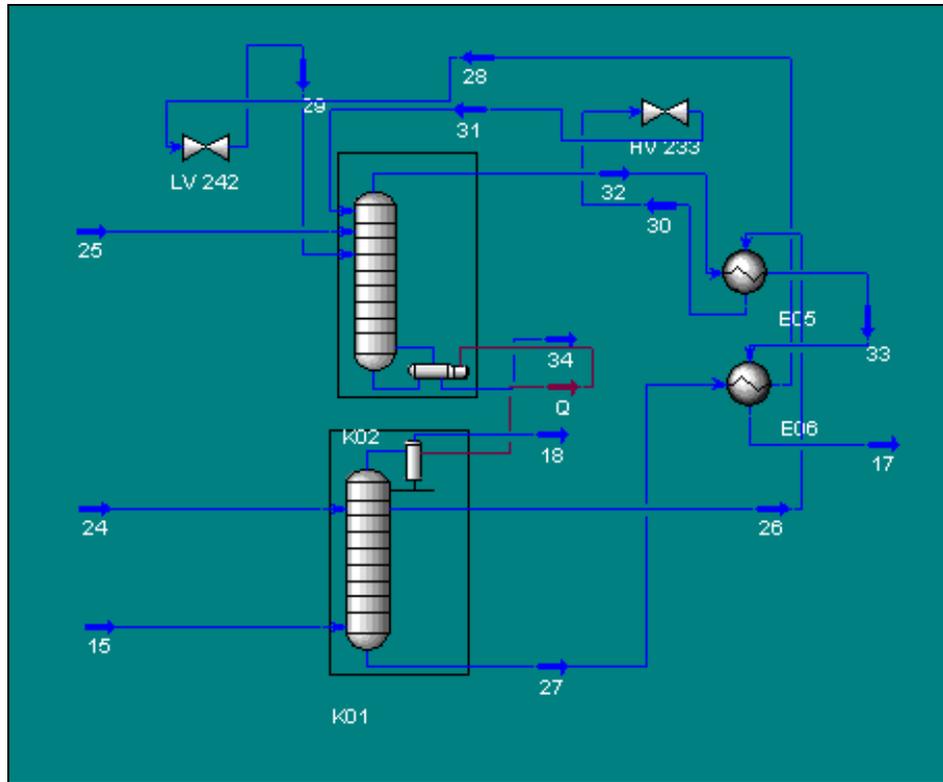


Figura 4.1 Imagen de simulación HYSYS Columnas K01, K02.

Los resultados son mostrados en la Figura 4.2. La figura señala las concentraciones de O₂ en el LOX, LP, LR y WN₂ frente a los cambios de flujo de aire alimentado. Las concentraciones de todas las corrientes permanecen prácticamente constantes.

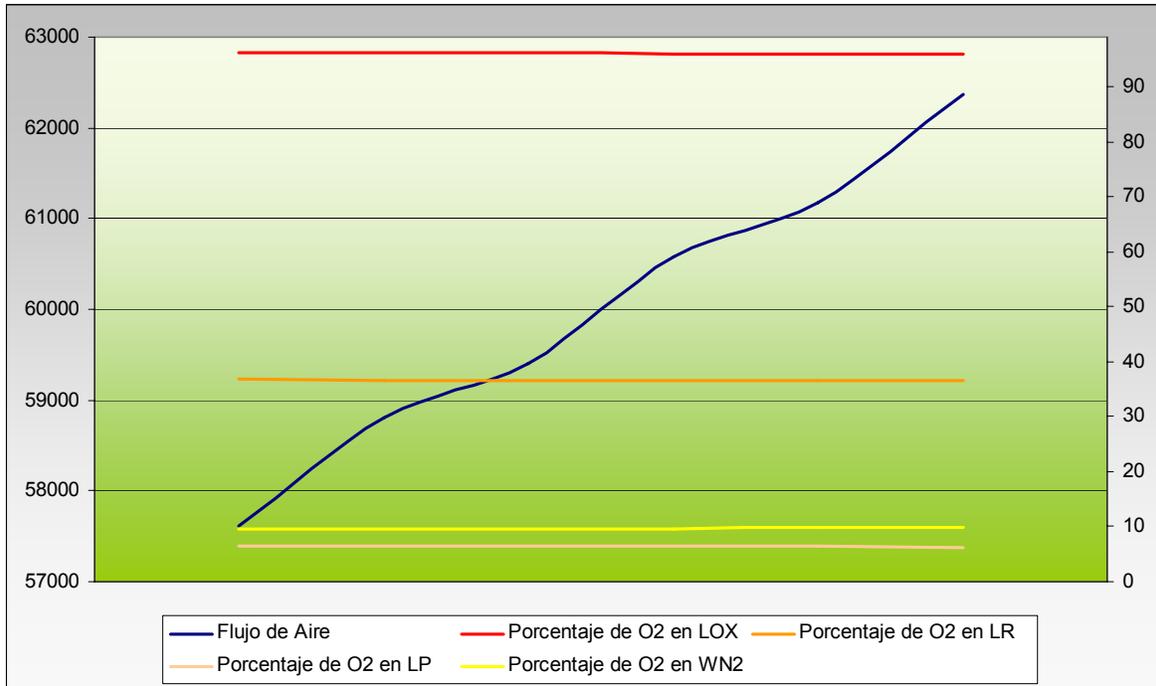


Figura 4.2 Concentración de O2 en productos del proceso de destilación v/s aumento de caudal de aire. Simulación HYSYS.

Los datos nominales para generar el modelo fueron obtenidos del PFD de la Planta, el cual se muestra en la Figura 4.3 y Tabla 4.1.

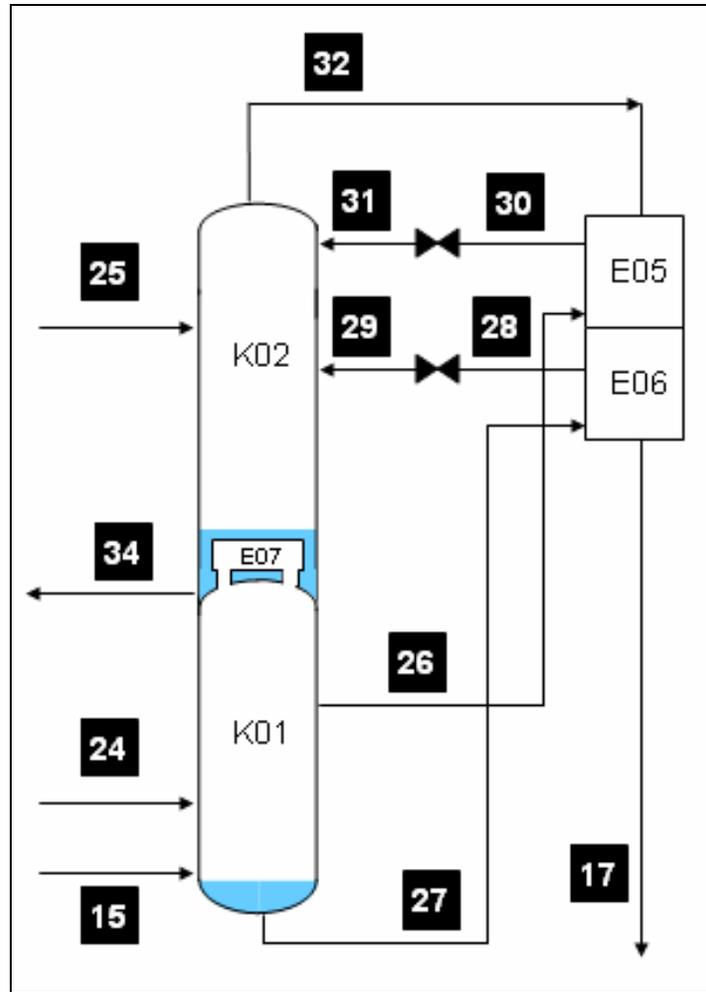


Figura 4.3 PFD Columnas de Destilación

| Tabla 4.1 Listado de Flujos | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|----------------|------------|---------------------|---------------------|
| Nº | Flujo Nm ³ /h | Presión Atm | Temp °C | %O ₂ (v) | %N ₂ (v) |
| 15 | 42.990 (g) | 6,71 | -170.23 | 20,96 | 78,11 |
| 17 | 34.200 (g) | 1,60 | -172,80 | 3,598 | 95,84 |
| 18 | 13.500 (g) | 6,61 | -175.15 | 0.75 | 99,03 |
| 24 | 7.500 (l) | 6,68 | -173,05 | 20,96 | 78,11 |
| 25 | 8.910 (l) | 1,68 | -188,92 | 20,96 | 78,11 |
| 26 | 11.000 (l) | 6,64 | -174,83 | 5,148 | 94,07 |
| 27 | 25.990 (l) | 6,74 | -170,83 | 38,15 | 60,49 |
| 28 | 25.990 (l) | 6,71 | -173,20 | 38,15 | 60,49 |
| 29 | 25.990 (l) | 1,78 | -186,45 | 38,15 | 60,49 |
| 30 | 11.000 (l) | 6,61 | -188,00 | 5,148 | 94,07 |
| 31 | 11.000 (l) | 1,65 | -190,83 | 5,148 | 94,07 |
| 32 | 34.200 (g) | 1,65 | -190,11 | 3,598 | 95,84 |
| 34 | 11.700 (l) | 1,79 | -177,85 | 95,03 | 2,159 |

Condiciones de entrada:

- Se desprecia el efecto de la presión sobre la entalpía de los líquidos.
- Las temperaturas de todos los flujos son conocidas así como sus composiciones (Tabla 4.1)
- La base de Entalpía utilizada es de 25° C, 1 atm, estado gaseoso.
- No se consideran componentes como: Ne, He , Kr, Xe, CO, H₂, por estar presentes en concentraciones muy bajas. Por lo tanto, los únicos componentes presentes en el sistema son Nitrógeno, Oxígeno y Argón.
- El agua y el CO₂ son completamente retirados por la etapa de adsorción.

4.2.1 Balances de masa

a) Sistema Global de Destilación

Al sistema de destilación de POX2 ingresa aire, el cual se tomará inicialmente como una sola corriente. Los flujos de salida corresponden al oxígeno líquido (LOX), nitrógeno de alta pureza (NG) y nitrógeno de desecho (WN₂), Figura 4.4.

Para realizar el balance de masa, se tomaron las variables de entrada mostradas en la Tabla 4.2

| Tabla 4.2 Variables de entrada | | | | |
|--------------------------------|--------|----------------------|---------|----------|
| Variables de Entrada | | | | |
| Composición (v) | Aire | (32) WN ₂ | (18) NG | (34) LOX |
| N ₂ | 0,7811 | 0,9584 | 0,9903 | 0,0215 |
| O ₂ | 0,2096 | 0,0360 | 0,0075 | 0,9503 |

| | | |
|--------------|--------|-------|
| Flujo de GOX | 11.700 | Nm3/h |
|--------------|--------|-------|

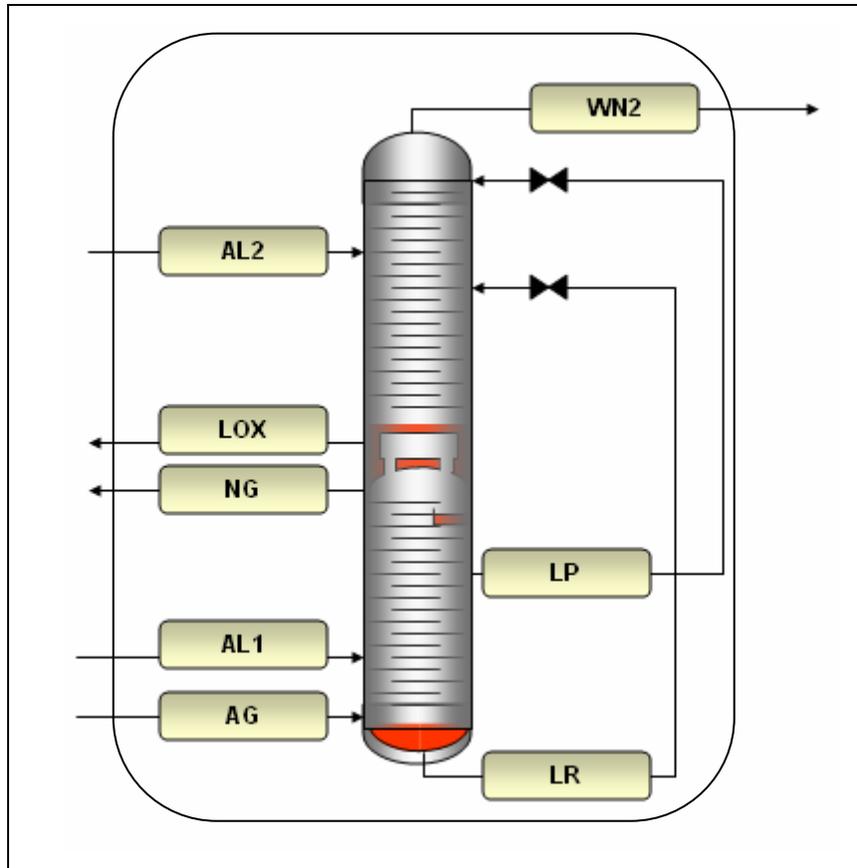


Figura 4.4 Esquema de Corrientes para Balance de Masa del Sistema de Destilación

Balance de masa Global:

$$F_{aire} = F_{LOX} + F_{WN2} + F_{NG} \quad (4.1)$$

Balances de masa por Componente:

$$z_{na} \cdot F_{aire} = z_{nl} \cdot F_{LOX} + z_{nw} \cdot F_{WN2} + z_{ng} \cdot F_{NG} \quad (4.2)$$

$$z_{oa} \cdot F_{aire} = z_{ol} \cdot F_{LOX} + z_{ow} \cdot F_{WN} + z_{og} \cdot F_{NG} \quad (4.3)$$

Donde: Composición de N₂ en aire = z_{na}
 Composición de O₂ en aire = z_{no}
 Composición de N₂ en NG = z_{ng}

Composición de O₂ en NG= zog
 Composición de N₂ en WN₂ = znw
 Composición de O₂ en WN₂ = zow
 Composición de N₂ en LOX = znl
 Composición de O₂ en LOX = zol

Resultados:

| Tabla 4.3 Flujos Calculados (Nm³/h) | | | |
|---|----------------------------|----------------|-----------------|
| Aire | (32) WN₂ | (18) NG | (34) LOX |
| 59.389 | 34.127 | 13.562 | 11.700 |

Las válvulas HIC 234 y HIC 240 que controlan el flujo de aire líquido hacia ambas columnas se mantienen con una abertura del 18%. Esto permite obtener una relación de distribución constante de estos flujos. También es posible obtener otra relación constante de flujo de aire que entra al compresor C02/03 y aire gaseoso. Con estas relaciones se obtienen los flujos de todas las corrientes de entrada. Cerca del 28% del aire total ingresado es comprimido por C.02/03 y luego licuado en el vaporizador E.08. El 45% del aire líquido ingresa a K01 y el 55% a K02.

Resultados:

| Tabla 4.4 Resultados | | |
|-----------------------------|--------|--------------------|
| (15) AG | 42.982 | Nm ³ /h |
| (24) AL1 | 7.499 | Nm ³ /h |
| (25) AL2 | 8.908 | Nm ³ /h |

b) Columna de MP K01

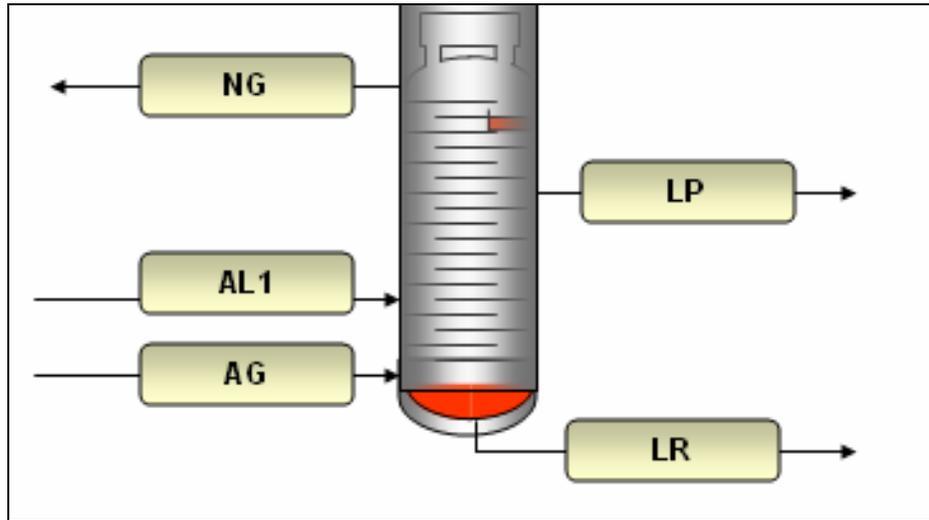


Figura 4.5 Esquema Corrientes para Balance de Masa de Columna MP K01

Balance de masa Global:

$$F_{AG} + F_{LP1} = F_{LR} + F_{LP} + F_{NG} \quad (4.4)$$

Balances de masa por Componente:

$$z_{na} \cdot (F_{AG} + F_{LP1}) = z_{nlr} \cdot F_{LR} + z_{nlp} \cdot F_{LP} + z_{ng} \cdot F_{NG} \quad (4.5)$$

$$z_{oa} \cdot (F_{AG} + F_{LP1}) = z_{olr} \cdot F_{LR} + z_{olp} \cdot F_{LP} + z_{og} \cdot F_{NG} \quad (4.6)$$

Donde:

- Composición de N₂ en aire = z_{na}
- Composición de O₂ en aire = z_{no}
- Composición de N₂ en NG = z_{ng}
- Composición de O₂ en NG = z_{og}
- Composición de N₂ en LR = z_{nlr}
- Composición de O₂ en LR = z_{lro}
- Composición de N₂ en LP = z_{nlp}
- Composición de O₂ en LP = z_{lpo}

Composición de O₂ en LP = zolp

Variables de entrada

| Tabla 4.5 Variables de Entrada | | |
|--------------------------------|--------------------|-------------------|
| Composición (v) | Líquido Pobre (LP) | Líquido Rico (LR) |
| N ₂ | 0,9407 | 0,6049 |
| O ₂ | 0,0515 | 0,3815 |

Resultados:

| Tabla 4.6 Flujos Calculados (Nm ³ /h) | |
|--|--------------|
| Líquido Pobre | Líquido Rico |
| 10.924 | 25.994 |

4.2.2 Balances de Energía

A través del balance de energía, se pueden obtener las condiciones a las que deben ingresar las alimentaciones de cada columna. Como el modelo mantiene fijas las temperaturas, las condiciones que se calcularán serán las presiones y las fracciones líquidas de cada corriente que teóricamente deberían mantenerse para lograr una condición normal de operación.

Para realizar el balance de energía se utilizó la siguiente fórmula⁷ para cada compuesto:

$$H_i = \sum z_i \cdot Cp_i \cdot \Delta T - \lambda_i \cdot L \cdot x_i \quad (4.7)$$

Donde:

| | | |
|-------------|---|--|
| z_i | = | Composición global del componente |
| Cp_i | = | Capacidad calorífica del componente en estado gaseoso |
| λ_i | = | Calor de vaporización del componente a la temperatura del fluido |
| L | = | Fracción líquida |
| X_i | = | Fracción en el líquido del componente |

Las capacidades caloríficas de cada compuesto, así como los calores de vaporización fueron obtenidas a partir de correlaciones, las cuales se especifican en el Anexo A.1.

⁷ G. V. Reklaitis, D. R. Daniel, "Balances de Materia y Energía", McGraw-Hill, 1ª Edición, Ciudad de México, México, (1989).

a) Sistema de destilación

Con los flujos calculados en el apartado anterior, las temperaturas de cada corriente y la ecuación 4.7 se obtienen las entalpías de las corrientes de salida del sistema, NG, LOX y WN₂.

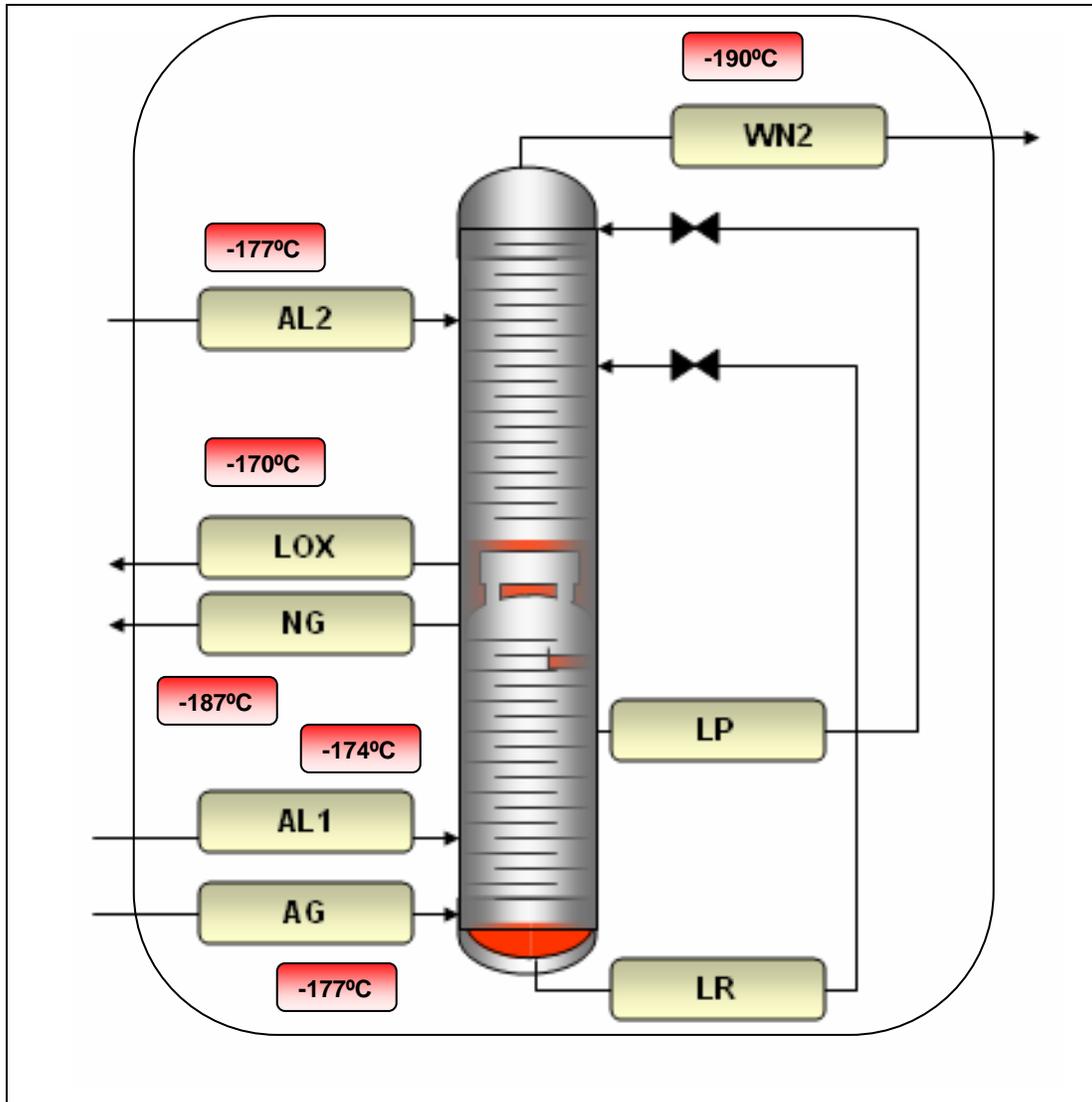


Figura 4.6 Esquema de las Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Sistema de Destilación

Entalpías Corrientes de Salida:

$$H_{LOX} = -6.515.622,36 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_{WN2} = -9.518.651,44 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_{NG} = -3.521.177,29 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Por lo tanto la Entalpía de salida es:

$$H_{Salida} = -9.518.651,44 - 3.521.177,29 - 6.515.622,36 == -18.973.694,31 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

El siguiente paso es calcular las condiciones a las que deben ingresar las corrientes de aire al equipo para cumplir con el balance de energía.

Debido a que el aire gaseoso que ingresa a la columna de presión media (K01) debe ingresar a la columna a una condición constante de 594 KPa a toda condición de flujo, sólo se calcularán las presiones de las corrientes de aire líquido.

Para el cálculo de estas variables se utilizan las siguientes ecuaciones:

Balance de Energía:

$$H_{aire} \cdot F_{aire} = H_{LOX} \cdot F_{LOX} + H_{WN2} \cdot F_{NWN2} + H_{NG} \cdot F_{NG} \quad (4.8)$$

Suponiendo que se trata de un sistema adiabático.

Relaciones de equilibrio⁸

De acuerdo al análisis presentado en Anexo A.2, el sistema Oxígeno-Nitrógeno se comporta practicamente siguiendo la Ley de Raoult.

Para el cálculo de los platos teóricos, es necesario utilizar los valores experimentales disponibles, sin embargo para el cálculo de las presiones el error al hacer uso de dicha ley es menor y poco significativo.

Por lo tanto, las ecuaciones de equilibrio se desarrollaron usando la ley de Raoult.

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^S}{P} \quad (4.9)$$

Donde y_i y x_i son las composiciones del componente i en el vapor y en el líquido respectivamente, P^S es la presión de saturación y P la presión de la corriente.

$$\sum_i \frac{z_i \cdot (K_i - 1)}{1 + V \cdot (K_i - 1)} = 0 \quad (4.10)$$

Donde z_i es la composición total del componente i y V es la fracción de vapor.

$$x_i = \frac{z_i}{1 + V \cdot (K_i - 1)} \quad (4.11)$$

Donde x_i es la fracción del componente i en el líquido.

⁸ J.M.Smith, H.C Van Ness, M.M. Abbott, "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", 5ª Edición, Ciudad de México, México, (1997).

Resolviendo el sistema de ecuaciones formado (Ver Anexo A.1), los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 4.7:

| Tabla 4.7 Condiciones de Entrada Calculadas para Corrientes de aire | | |
|---|---------------|----|
| Corriente | Presión (bar) | %L |
| AG (15) | 6.8 | 2 |
| AL1 (24) | 6.74 | 94 |
| AL2 (25) | 1.74 | 86 |

b) Columna K01

Con las condiciones de entrada completamente definidas, ahora es posible calcular las entalpías de las corrientes de líquido rico y pobre que salen de la columna K01.

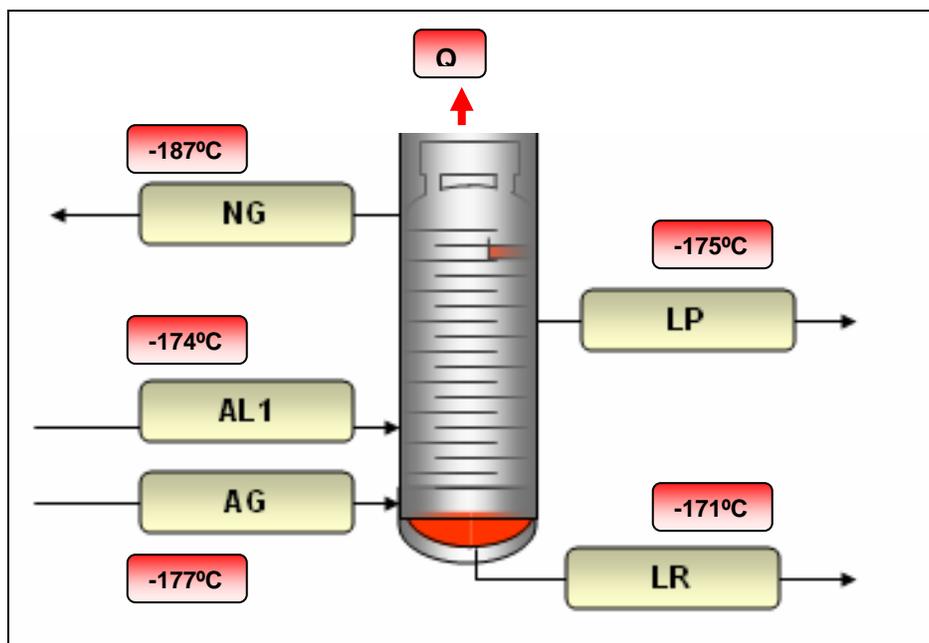


Figura 4.7 Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Columna MP K01

Balance de Energía:

$$H_{AL1} \cdot F_{AL1} + H_{AG} \cdot F_{AG} = H_{LR} \cdot F_{LR} + H_{LP} \cdot F_{LP} + H_{NG} \cdot F_{NG} + Q$$

(4.12)

Utilizando la ecuación anterior y la ecuación 4.7, las entalpías y el calor liberado calculados se muestran a continuación:

$$H_{LP} = -5.082.055,739 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_{LR} = -12.478.067,72 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$Q = 6.536.446,7279 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

c) Subenfriadores E05 y E06

Suponiendo que las transferencias de calor de los subenfriadores son adiabáticas, el siguiente paso es realizar el balance energético a cada equipo.

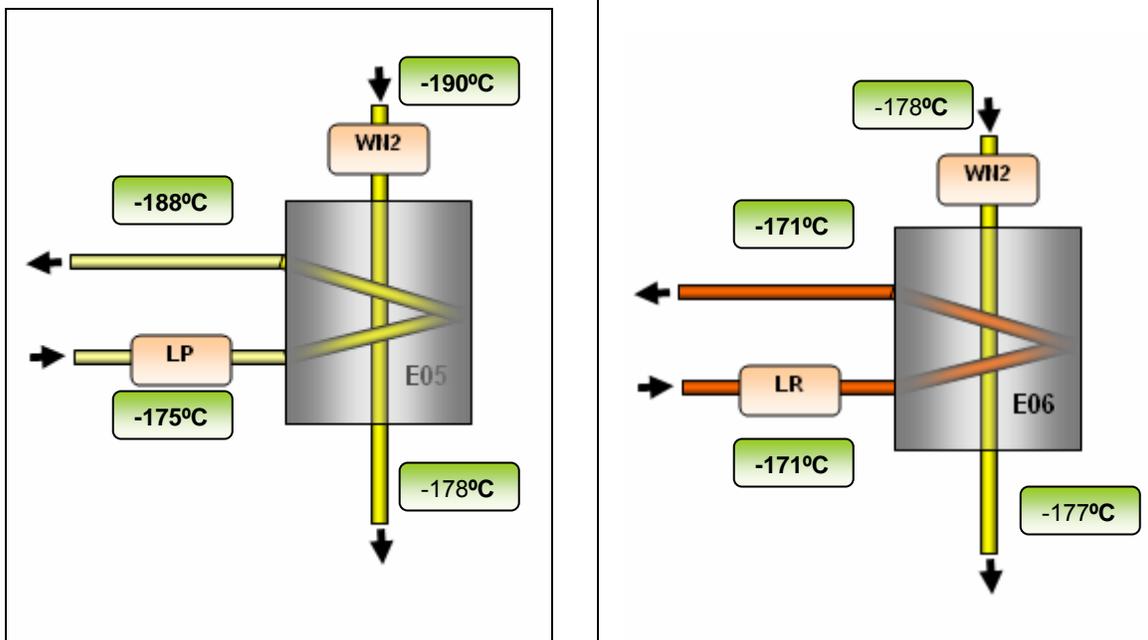


Figura 4.8 Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Subenfriadores E05 y E06

Balance de Energía:

Subenfriador E05

$$H_{LPe} \cdot F_{LPe} + H_{WN2e} \cdot F_{WN2e} = H_{LPs} \cdot F_{LPs} + H_{WN2s1} \cdot F_{WN2s1} \quad (4.13)$$

Subenfriador E06

$$H_{LRe} \cdot F_{LRe} + H_{WN2s1} \cdot F_{WN2s1} = H_{LRs} \cdot F_{LRs} + H_{WN2s2} \cdot F_{WN2s2} \quad (4.14)$$

Y utilizando la ecuación 4.7

Se obtiene:

$$H_{LP2} = -5.613.251,091 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_{LR2} = -12.528.635,54 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

d) Columna K02

Para esta sección es necesario determinar las condiciones a las que entran los flujos de líquido pobre y rico a K02.

Antes de ingresar a la columna estos flujos son expandidos en las válvulas HV 233 y LV 242. Esta expansión se supone como adiabática, por lo tanto estos flujos sólo sufren un cambio de presión.

Balace de energía:

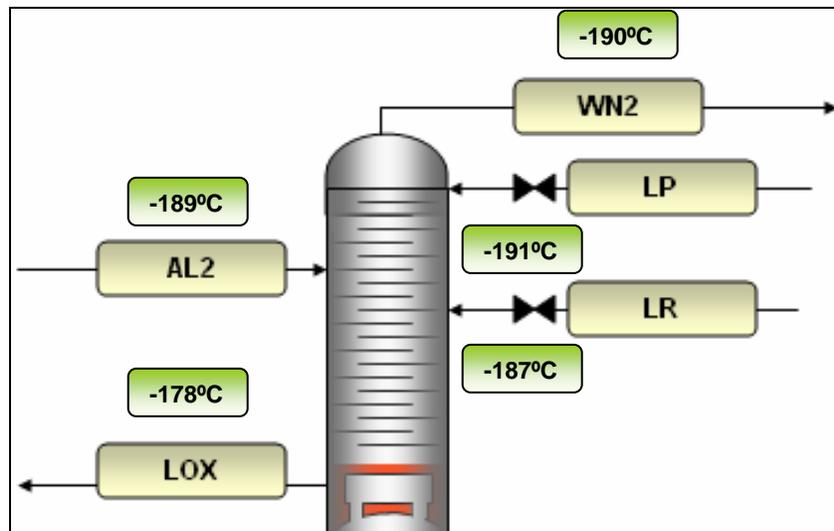


Figura 4.9 Esquema de Corrientes y Temperaturas para Balance de Energía Columna de BP K02

$$H_{AL2} \cdot F_{AL2} + H_{LR2} \cdot F_{LR} + H_{LP2} \cdot F_{LP} = H_{WN2} \cdot F_{WN2} + H_{LOX} \cdot F_{LOX} - Q$$

(4.15)

Utilizando las ecuaciones de equilibrio 4.9 y 4.10 y 4.11 se obtienen finalmente las condiciones de entrada de LP y LR a la columna de baja presión K02. (Resolución en Anexo A.1)

| Tabla 4.8 Condiciones de Entrada Calculadas para LP y LR | | |
|---|----------------------|-----------|
| Corriente | Presión (bar) | %L |
| LP (31) | 1.67 | 96 |
| LR (29) | 1.78 | 78 |

Resumen Balance de Masa y Energía

Sistema Global Columnas K01-K02

| Corriente | Flujo Nm3/h | Flujo Kmol/h | Temperatura °C | Fracción Líquida | Entalpía KJ/h |
|------------------|--------------------|---------------------|-----------------------|-------------------------|----------------------|
| AG (15) | 42.982 | 1.917,77 | -170,23 | 0,02 | -11.094.808,11 |
| AL1 (24) | 7.499 | 334,57 | -173,05 | 0,94 | -3.450.045,51 |
| AL2 (25) | 8.908 | 397,47 | -188,92 | 0,86 | -4.428.843,52 |
| NG (18) | 13.562 | 605,12 | -175,15 | 0,00 | -3.521.176,89 |
| WN2 (32) | 34.127 | 1.522,66 | -177,00 | 0,00 | -8.936.893,64 |
| LOX (34) | 11.700 | 522,02 | -177,85 | 1,00 | -6.515.621,61 |
| | | | | Q | 5,01 |

Balance de Masa y Energía Columna K01

| Corriente | Flujo Nm3/h | Flujo Kmol/h | Temperatura °C | Fracción Líquida | Entalpía KJ/h |
|------------------|--------------------|---------------------|-----------------------|-------------------------|----------------------|
| AG (15) | 42.982 | 1.917,77 | -170,23 | 0,02 | -11.094.808,11 |
| AL1 (24) | 7.499 | 334,57 | -173,05 | 0,94 | -3.450.045,51 |
| NG (18) | 13.562 | 605,12 | -175,15 | 0,00 | -3.521.176,89 |
| LR (27) | 25.994 | 1159,80 | -170,83 | 1 | -12478067,72 |
| LP (26) | 10.924 | 487,42 | -174,83 | 1 | -5082055,739 |
| | | | | Q | -6.536.446,73 |

Balance de Masa y Energía Columna K02

| Corriente | Flujo Nm3/h | Flujo Kmol/h | Temperatura °C | Fracción Líquida | Entalpía KJ/h |
|-----------|----------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|
| AL2 (25) | 8.908 | 397,47 | -188,92 | 0,86 | -4.428.843,52 |
| LR (29) | 25.994 | 1159,80 | -186,45 | 0,78 | -12528635,54 |
| LP (31) | 10.924 | 487,41 | -190,83 | 0,96 | -5613251,091 |
| WN2 (32) | 34.127 | 1.522,66 | -190,11 | 0,00 | -9.518.650,35 |
| LOX (34) | 11.700 | 522,02 | -177,85 | 1,00 | -6.515.621,61 |
| Q | | | | | 6.536.458,19 |

Balance de Masa y Energía Subenfriadores

E05

| Corriente | Flujo Nm3/h | Flujo Kmol/h | Temperatura °C | Fracción Líquida | Entalpía KJ/h |
|------------|----------------|-----------------|-------------------|---------------------|------------------|
| WN2 (32) | 34.127 | 1.522,66 | -190,11 | 0,00 | -9.518.650,35 |
| LP (26) | 10.924 | 487,42 | -174,83 | 1,00 | -5.082.055,74 |
| WN2 (33) | 34.127 | 1.522,66 | -178,14 | 0,00 | -8.987.461,00 |
| LP BP (29) | 10.924 | 487,42 | -190,83 | 0,96 | -5.613.251,09 |
| Q | | | | | -6,00 |

E06

| Corriente | Flujo Nm3/h | Flujo Kmol/h | Temperatura °C | Fracción Líquida | Entalpía KJ/h |
|-----------|----------------|-----------------|-------------------|---------------------|------------------|
| WN2 (33) | 34.127 | 1.522,66 | -178,14 | 0,00 | -8.987.461,00 |
| LR (27) | 25.994 | 1159,80 | -170,83 | 1 | -12478067,72 |
| WN2 (17) | 34.127 | 1.522,66 | -177,00 | 0 | -8936893,638 |
| LR (29) | 25.994 | 1159,80 | -186,45 | 0,78 | -12528635,54 |
| Q | | | | | -0,45 |

4.3 Comparación entre datos de Diseño y Modelo

Los puntos más importantes de comparar entre los datos nominales de la planta con respecto al modelo realizado, corresponden a los flujos de Aire, WN₂, NG, LP y LR y las presiones de entrada de las alimentaciones de cada columna.

Resultados de Cálculo de Flujos

| Tabla 4.9 Comparación Flujos | | | |
|-------------------------------------|----------------|---------------|----------------|
| Parámetro (Nm³/h) | Nominal | Modelo | % Error |
| Aire | 59.400 | 59.389 | 0,019 |
| NG | 13.500 | 13.562 | 0,459 |
| WN₂ | 34.200 | 34.127 | 0,213 |
| LR | 25.990 | 25.994 | 0,015 |
| LP | 11.000 | 10.924 | 0,691 |

Resultados de Presiones de alimentaciones

| Tabla 4.10 Comparación Presiones | | | |
|---|----------------|---------------|----------------|
| Parámetro (Bar) | Nominal | Modelo | % Error |
| AL₁ | 6,77 | 6,74 | 0,47 |
| AL₂ | 1,70 | 1,74 | 2,04 |
| LR₂ | 1,80 | 1,78 | 1,16 |
| LP₂ | 1,67 | 1,67 | 0,17 |

4.4 Gráficas de Equilibrio

A partir de las ecuaciones especificadas en el Anexo B, se construyeron las curvas de equilibrio y rectas operativas para las columnas de media y baja presión. A través de estas gráficas es posible realizar una aproximación de los efectos que producen los cambios de ciertos parámetros de operación en las composiciones de las corrientes de salida.

4.4.1 Columna de Media Presión

El diagrama T-x para la columna de Media presión K01 se muestra en la Figura 4.10.

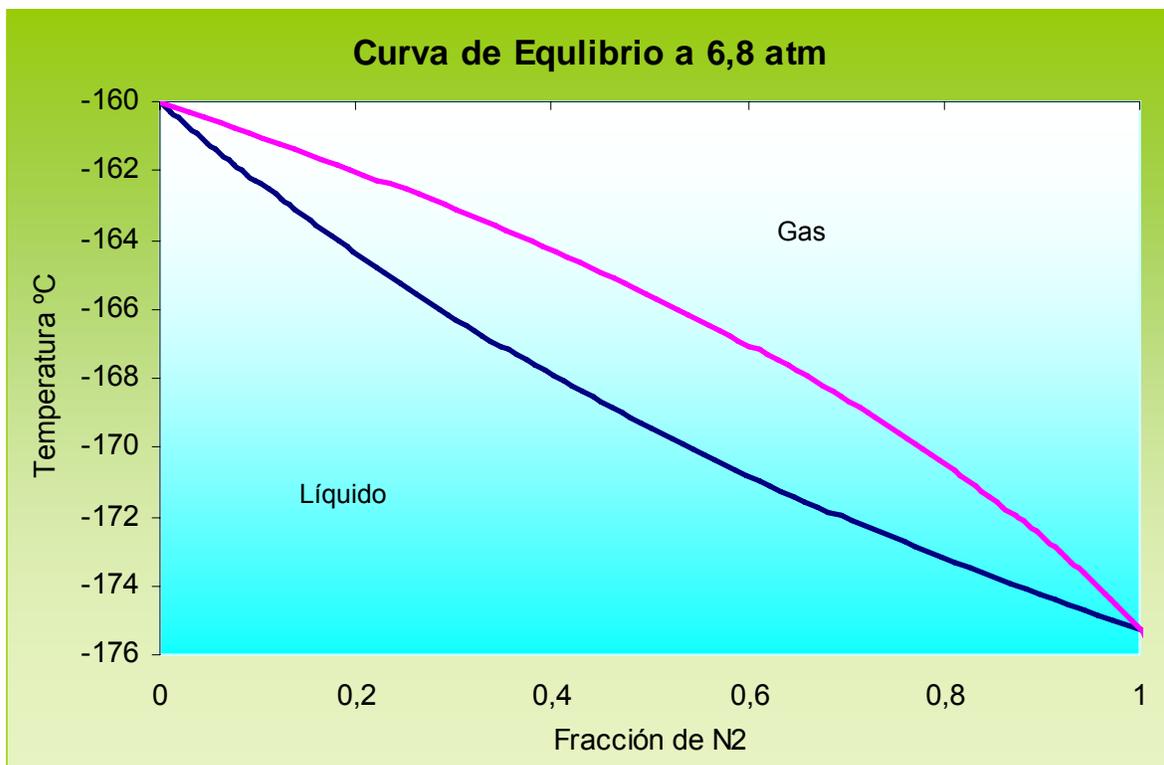


Figura 4.10 Diagrama T-x Columna MP K01

Rectas Operativas⁹

La columna K01 cuenta con dos alimentaciones y una corriente lateral de producto además de la corriente de tope y fondo. Por este motivo, la columna posee tres rectas operativas.

Debido a que las alimentaciones se encuentran ubicadas en la parte inferior, esta columna no posee zona de agotamiento. A lo largo de toda la columna el vapor se enriquece de N₂.

Recta Operativa Zona 1: Esta zona comprende desde el tope de la columna hasta la corriente lateral de líquido pobre.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LP} + F_{LR} - F_{AL}q_1 - F_{AG}q_2}{F_{AL}(1-q_1) + F_{AG}(1-q_2)} \right) x_n + \frac{F_{NG}y_{NG}}{F_{AL}(1-q_1) + F_{AG}(1-q_2)}$$

Recta Operativa Zona 2: corresponde a la sección entre la corriente de líquido pobre hasta la corriente de alimentación de aire líquido.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LR} - F_{AL}q_1}{F_{AG}(1-q_2)} \right) x_n + \frac{F_{NG}y_{NG} + F_{LP}x_{LP} - F_{AL}z_{AL}}{F_{AG}(1-q_2)}$$

Recta Operativa Zona 3: esta sección cubre el resto de la columna desde la alimentación de aire líquido hasta el fondo.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LR}}{F_{AG}(1-q_2)} \right) x_n + \frac{F_{AG}z_{AG} - F_{LR}x_{LR}}{F_{AG}(1-q_2)}$$

⁹ La teoría y formulación de ecuaciones se encuentran en el Anexo B

Recta q: Las corrientes de aire ingresan a la columna de media presión como mezclas líquido vapor.

Recta q1:
$$y_{n+1} = \left(\frac{q_1}{q_1 - 1} \right) x_n - \frac{z_{AL}}{q_1 - 1}$$

Recta q2:
$$y_{n+1} = \left(\frac{q_2}{q_2 - 1} \right) x_n - \frac{z_{AG}}{q_2 - 1}$$

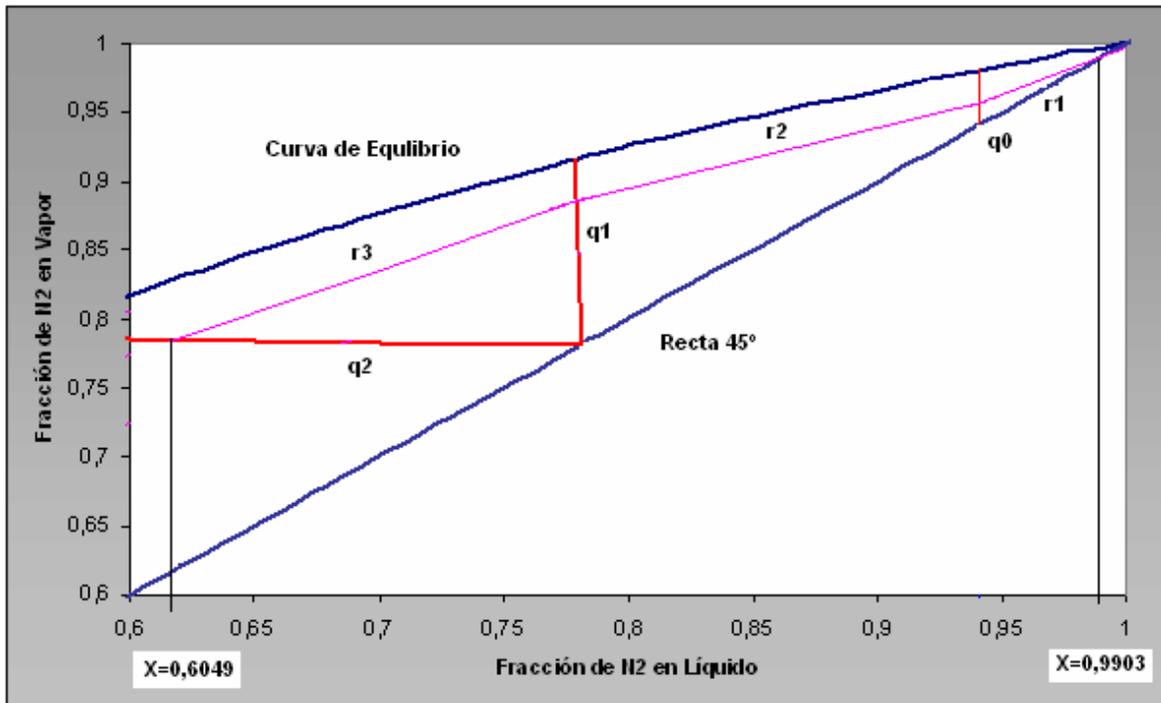


Figura 4.11 Diagrama x-x Rectas Operativas

4.4.2 Columna de Baja Presión

El diagrama T-x para la columna de Baja Presión K02 se muestra en la figura 4.12.

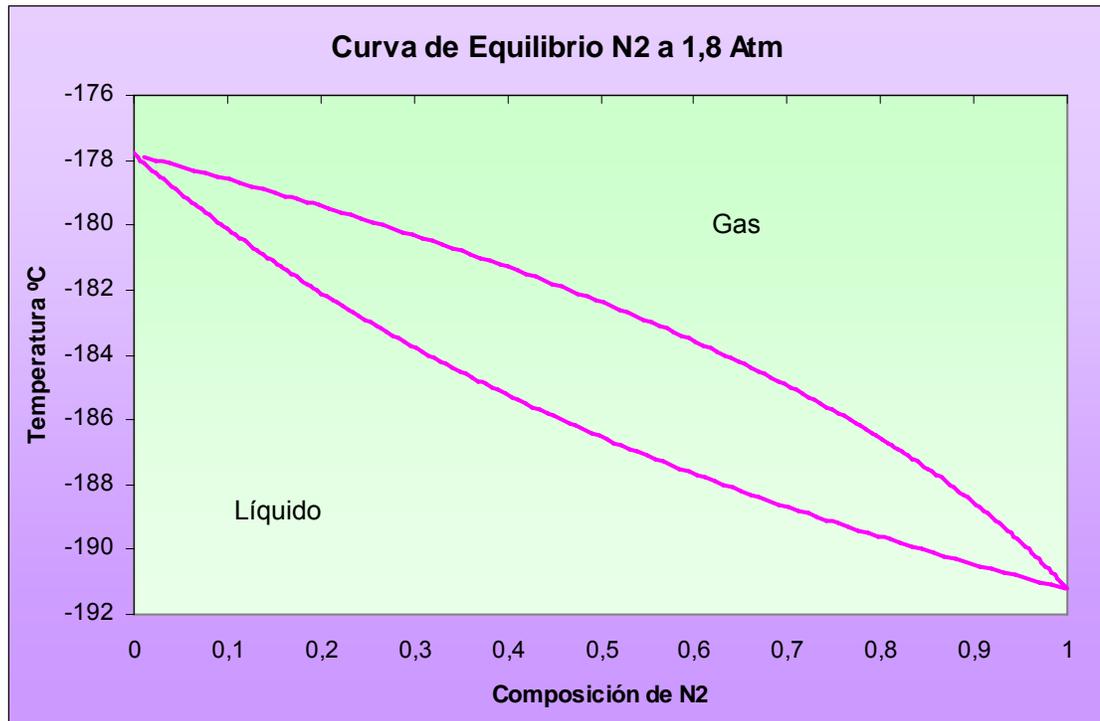


Figura 4.12 Diagramas T-x Columna de BP K02

En este caso, la columna posee tanto zona de rectificación como zona de agotamiento. Al igual que en la columna de media presión, la K02 también posee tres rectas operativas.

Rectas Operativas

Recta Operativa Zona 1: Esta zona comprende desde el tope de la columna hasta la alimentación de aire líquido.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LP}}{F_{WN2}} \right) x_n + \frac{F_{WN2} y_{WN2} - F_{LP} x_{LP}}{F_{WN2}}$$

Recta Operativa Zona 2: corresponde a la sección entre la alimentación de aire líquido hasta la corriente de alimentación de líquido rico.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LP} + F_{AL} q_3}{F_{WN2} - (1 - q_3) F_{AL}} \right) x_n + \frac{F_{WN2} y_{WN2} - F_{LP} x_{LP} - F_{AL} z_{AL}}{F_{WN2} - (1 - q_3) F_{AL}}$$

Recta Operativa Zona 3: esta sección cubre el resto de la columna desde la alimentación de líquido rico hasta el fondo.

$$y_{n+1} = \left(\frac{F_{LP} + F_{AL} q_3 + F_{LR} q_4}{F_{WN2} - (1 - q_3) F_{AL} - (1 - q_4) F_{LR}} \right) x_n + \frac{F_{LOX} z_{LOX}}{F_{WN2} - (1 - q_3) F_{AL} - (1 - q_4) F_{LR}}$$

Rectas q: en este caso, las corrientes de aire líquido y líquido rico ingresan al equipo como mezclas líquido-vapor.

Recta q3:
$$y_{n+1} = \left(\frac{q_3}{q_3 - 1} \right) x_n - \frac{z_{AL}}{q_3 - 1}$$

Recta q4:
$$y_{n+1} = \left(\frac{q_4}{q_4 - 1} \right) x_n - \frac{z_{LR}}{q_4 - 1}$$

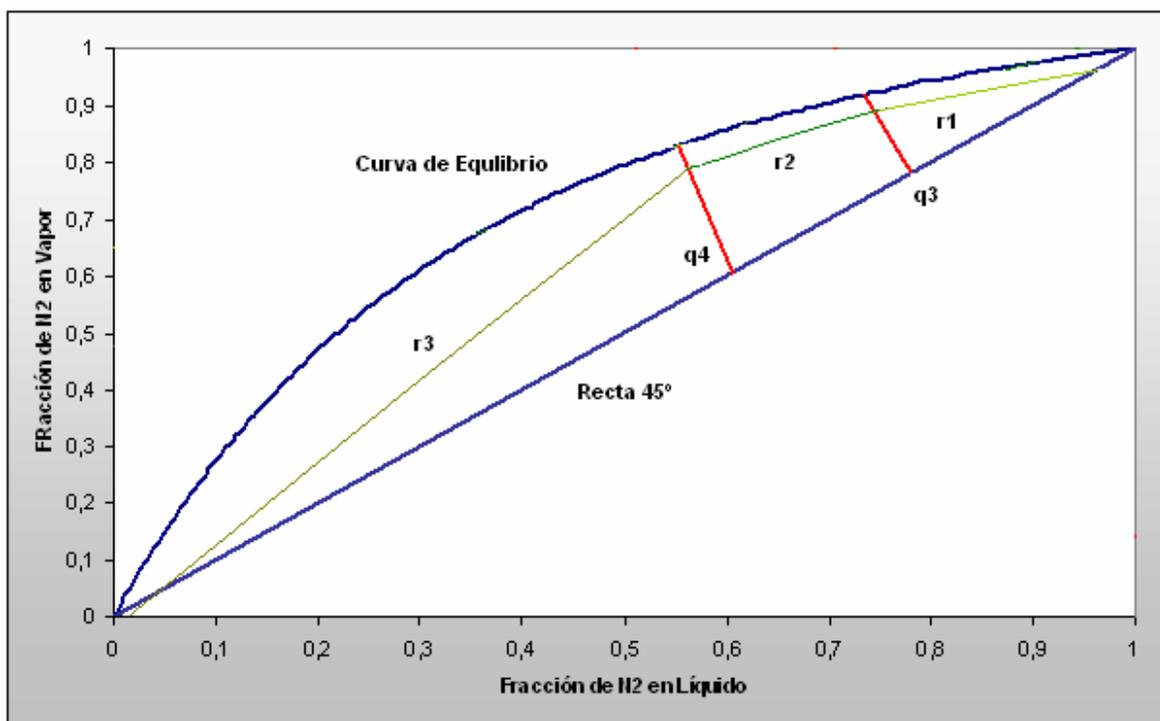


Figura 4.13 Diagrama x-x Rectas Operativas

4.5 Análisis de Resultados

De los resultados obtenidos a partir del modelo de balance de masa y energía, pueden desprenderse las siguientes conclusiones:

El valor de los flujos obtenidos mediante el modelo son bastantes similares a los flujos de diseño, arrojando un error menor al 1%.

En caso de las presiones, las cuales fueron calculadas por medio de ecuaciones de equilibrio derivadas de la Ley de Raoult, la presión calculada para el aire de líquido alimentado a la columna de media presión era el parámetro que podía entregar mayores errores debido a la desviación del comportamiento ideal del sistema N_2-O_2 a la presión de operación de la columna (6,7 bar). Sin embargo, el resultado obtenido entrega errores bastantes bajos con respecto a las presiones de diseño. En el caso del resto de las alimentaciones a la columna de baja presión, aire líquido, líquido pobre y líquido rico es bajo y poco significado.

Del balance de energía se puede concluir, que cualquier cambio mínimo que se produzca en las condiciones de las alimentaciones, fuerte impacto en la distribución de calor en las corrientes de las columnas. Además, para ajustar el balance energético de estas condiciones, el modelo calcula las presiones a las que deben ingresar las corrientes de aire líquido a la columna y las presiones de las corrientes de Líquido Pobre y Líquido Rico que ingresan a la columna de baja presión, luego de ser expandidas en las válvulas correspondientes.

El modelo permite calcular el flujo de aire que se requiere para producir una cierta cantidad de GOX en el punto operativo, el cual corresponde a concentraciones de O_2 de 95%, 3,6% y 0,75% para el GOX, WN_2 y NG respectivamente. Estas composiciones son independientes del caudal de aire que ingresa a la planta si se mantienen constantes las condiciones de presión y

temperatura de las alimentaciones. Esto fue demostrado a partir de la simulación en HYSYS de columnas K01 y K02 y por medio de las gráficas de equilibrio de MC-Thiele, donde se tiene que las rectas operativas no varían su pendiente dado que se conserva la proporcionalidad de las corrientes producidas al caudal de aire ingresado y al no variar las composiciones de los productos tampoco lo hacen las de las corrientes intermedias.

A partir de las ecuaciones generadas de las gráficas de equilibrio de la sección 4.4, es posible realizar una aproximación de los cambios que generan los parámetros que afectan la concentración de oxígeno en el LOX y WN_2 . Estos parámetros son: cambio en caudal de oxígeno gaseoso producido, cambio en el caudal de reflujo de líquido pobre y cambio en la fracción líquida de las alimentaciones.

De acuerdo a lo anterior, se concluye que el modelo representa el comportamiento de las columnas POX-2. Los valores obtenidos para los balances de materiales y de energía concuerdan con los disponibles en la documentación de POX-2 de Caletones.

CAPITULO 5 ANÁLISIS DE CONDICIONES OPERATIVAS

Para validar el modelo y ajustarlo a condiciones reales de operación, es necesario recurrir a la base de datos disponibles. La Planta de Oxígeno N°2 cuenta con bitácoras diarias del funcionamiento de la planta. Por otro lado también existe un sistema de almacenamiento de datos llamado PI System.

El PI es un sistema de colección de software para servidor y clientes; diseñado para automatizar la captura, almacenamiento y presentación de la información de planta. También es frecuentemente utilizado como un integrador y plataforma de desarrollo para aplicaciones empresariales. Trabaja por medio de códigos llamados “Tag”, que es el nombre único de un puntero a una serie de valores. Estos valores pueden ser archivados en PI System o leídos desde un sistema externo. Cada uno de los siguientes ejemplos puede representar un tag:

- El flujo desde un medidor de flujo
- El modo de operación de un controlador
- Comentarios de texto de un operador
- El resultado del cálculo de un totalizador

5.1 Datos Operativos

Los datos históricos para validar el modelo se extrajeron de la base de datos de la planta. Los datos más relevantes que fueron estudiados se mencionan a continuación.

- Flujo de GOX
- Flujo de Aire
- Flujo de WN2
- Flujo de NG
- Pureza de GOX
- Pérdidas de O₂ por WN2

Para cada uno de estos valores se realizó un análisis estadístico por año. Cabe recordar que sólo existen registros de algunos flujos a partir del año 2003. Ya en el 2004 fue posible encontrar el registro de la mayoría de los flujos de la planta. Sin embargo en el año 2004 POX2 sufrió una explosión, por lo tanto en ese año la cantidad de datos apropiados para el estudio es mucho menor comparada al año 2003.

No se tomaron en cuenta aquellos datos que pudieran corresponder a paradas de planta o lapsos en que el compresor se haya encontrado en surge.

5.1.1 Flujo de GOX

A continuación se muestran las tendencias de los datos y su dispersión a través del tiempo, además de un valor medio representativo de cada año.

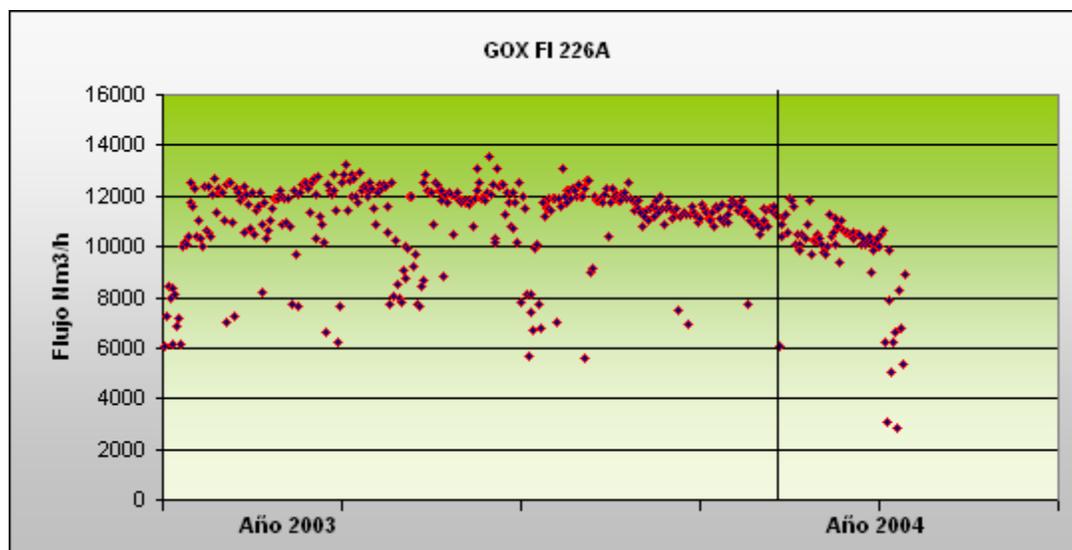


Figura 5.1 Flujo de GOX, 2003 - 2004

Los valores promedio de los flujos de GOX para los años 2003 y 2004, corresponden 11.121 y 9.710 Nm^3/h , respectivamente. La desviación estándar para cada año es de 1.566 y 1.853 Nm^3/h . Como puede notarse en la Figura 5.1, el flujo en el año 2004 es mucho más bajo y es el que presenta mayores variaciones comparado con el año 2003, debido las causas externas mencionadas anteriormente.

Por otro lado, el valor máximo de GOX producido alcanza un valor de 13.544 Nm^3/h , el cual sobrepasa el de diseño 11.500 Nm^3/h .

5.1.2 Flujo de Aire

El flujo de aire mínimo que se requiere para que el compresor no entre en surge es alrededor de 54.000 Nm³/h. Por lo tanto sólo se tomaron en cuenta valores superiores a este valor para realizar el análisis. En la Figura 5.2 se muestra la dispersión de los datos de flujo de aire para los años 2003 y 2004.

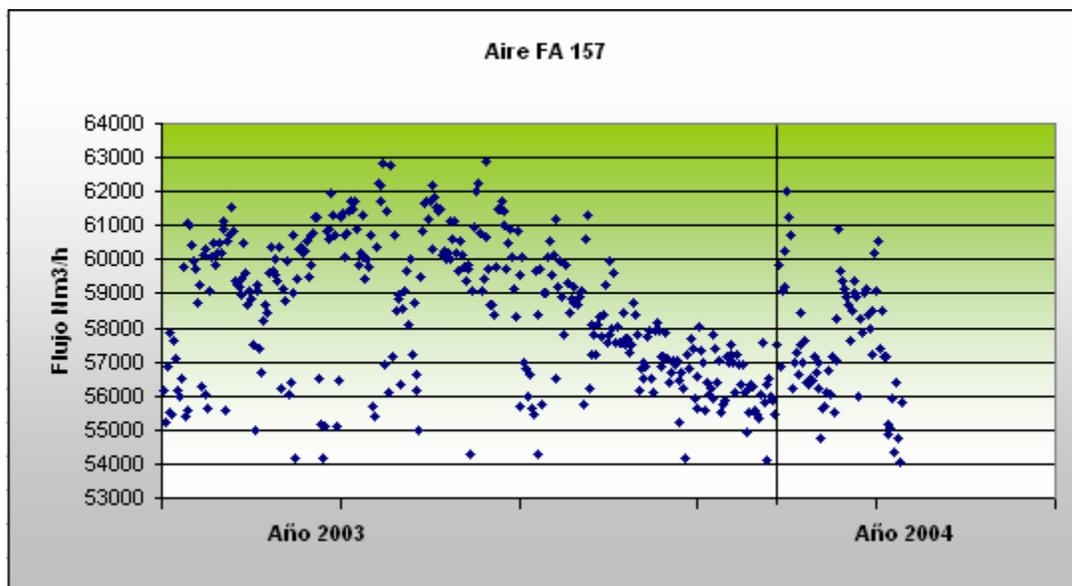


Figura 5.2 Flujo de Aire, 2003- 2004

Para este caso, los valores promedio para cada año son de 58.532 y 57.590 Nm³/h respectivamente y con desviaciones estándar de 2.058 y 1.750 Nm³/h.

Con respecto al valor máximo alcanzado, este es de 62.916 Nm³/h y coincide con el valor máximo producido de GOX.

5.1.3 Flujo de WN₂

El flujo de nitrógeno de desecho proveniente de K02 (WN₂) es medido a la entrada de los tamices moleculares, después de haber sido venteado cerca de la mitad del flujo producido por la columna. La corriente de WN₂ tiene un comportamiento mucho más estable, alcanzando un promedio y desviación estándar de 16.439 y 1.360 Nm³/h respectivamente, para el año 2003. Con respecto al año 2004 el promedio y desviación estándar fueron de 15.621 y 738 Nm³/h respectivamente. La Figura 5.3 muestra el comportamiento de esta corriente a lo largo del año 2003 y 2004.

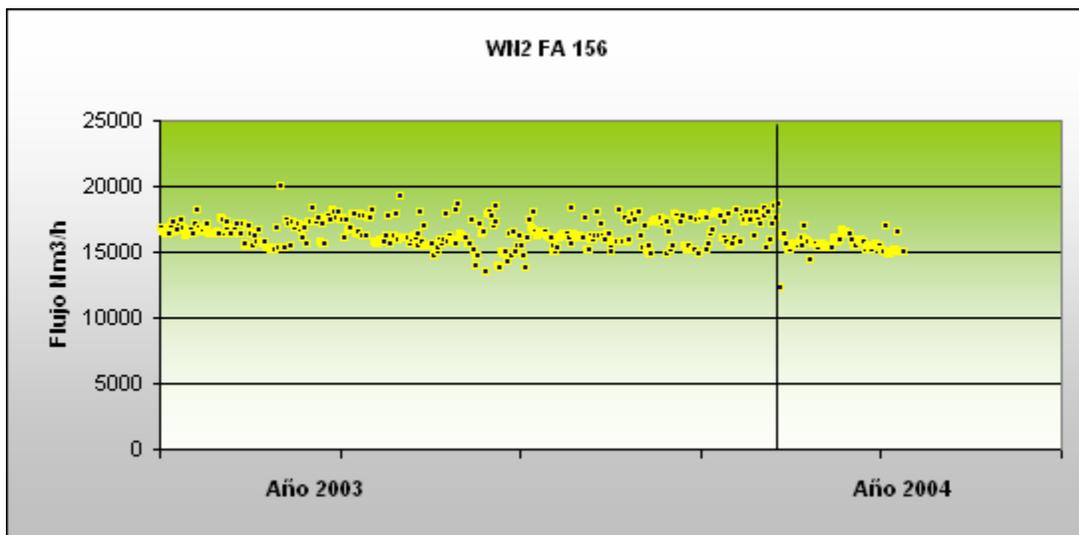


Figura 5.3 Flujo de WN₂, 2003- 2004

El valor máximo alcanzado es de 20.019 Nm³/h.

5.1.4 Flujo de NG

El flujo de nitrógeno puro utilizado en las turbinas es medido a la salida del intercambiador principal E04. El medidor de flujo de esta corriente fue configurado en el sistema de control de la planta en el año 2004, por lo tanto sólo existen registros a partir de esa fecha. La Figura 5.4 muestra los datos obtenidos de esta corriente correspondientes al año 2004.

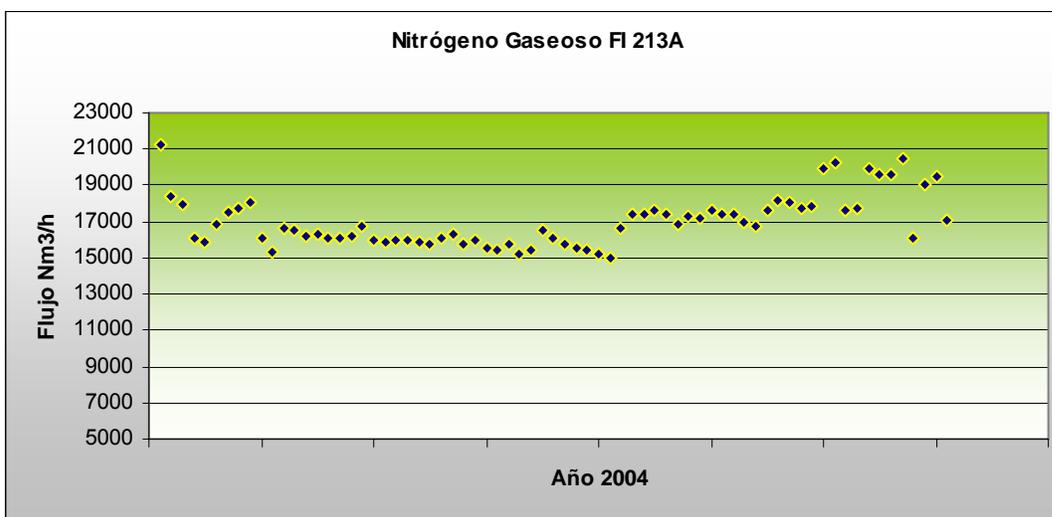


Figura 5.4 Flujo de NG, 2003- 2004

El valor medio y la desviación estándar para esta corriente es de 17.023 y 1.416 Nm³/h respectivamente. El valor promedio supera al de diseño, el cual es de 13.500 Nm³/h. El valor máximo registrado, es de 21.214 Nm³/h.

5.1.5 Pureza de GOX

En la Figura 5.5 se muestra la dispersión de las mediciones del porcentaje de O₂ en el GOX. Este valor presenta bastantes fluctuaciones, las cuales están relacionadas con la cantidad de GOX que está siendo extraído de la columna. Los valores más altos de pureza condicen con los valores más bajos de GOX producido.

La pureza promedio es de 95,77% para el 2003 y 94,18% para el 2004. Las desviaciones son de 2,3 y 2,50%

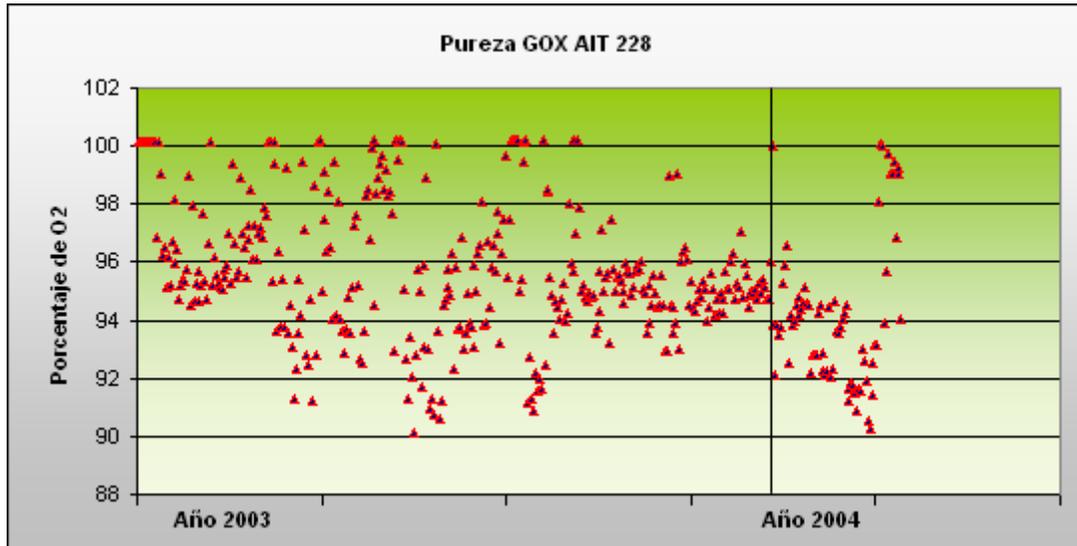


Figura 5.5 Pureza de GOX, 2003- 2004

5.1.6 Pérdidas de O₂ por WN₂ y NG

El analizador AIT 211 mide la concentración de O₂ tanto en la corriente de WN₂ como en la NG, pero no simultáneamente. Las concentraciones por debajo del 2% corresponden a mediciones de la corriente de NG, en tanto que por sobre este valor corresponden a la corriente de WN₂.

Como puede apreciarse en la Figura 5.6 existen bastantes fluctuaciones en las pérdidas de O₂ por el WN₂. Los valores más altos coinciden con las concentraciones más altas de O₂ en el GOX. Este fenómeno es explicado con mayor detalle en la sección 5.2.

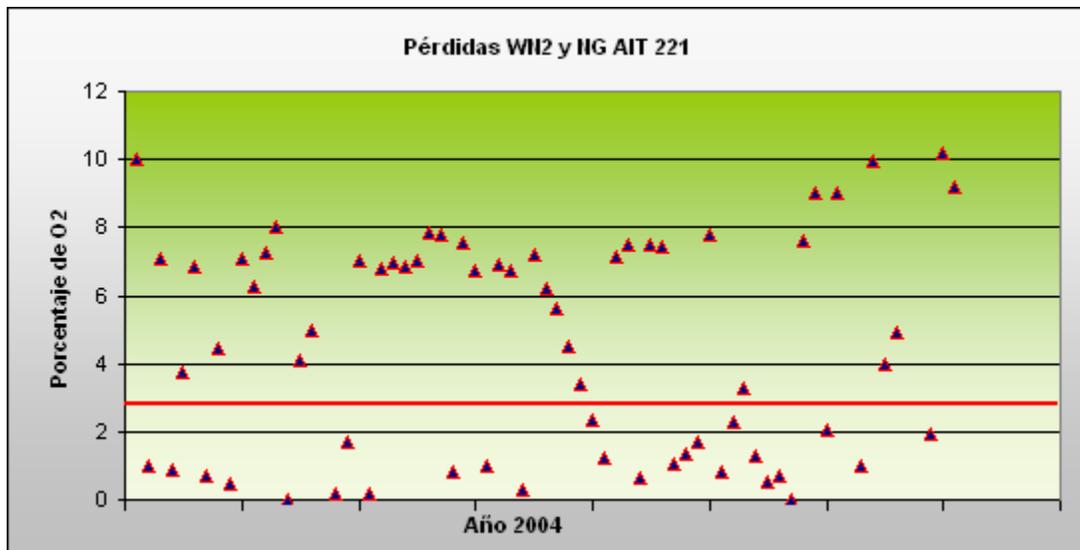


Figura 5.6 Pérdidas de O₂ en WN₂ y NG, 2003- 2004

Los valores medios de las pérdidas en WN₂ y NG son 6,82 y 1,04% respectivamente. Las desviaciones estándar son de 1,74 y 0,64%.

5.2 Parámetros que afectan la Pureza del GOX

Las principales variables que afectan el porcentaje de oxígeno en el GOX y las pérdidas de éste por el WN_2 están relacionadas principalmente con:

- Cambio en el flujo de oxígeno producido de la columna de baja presión.
- Cambio en el reflujo de la columna de baja presión
- Cambio en las condiciones de alimentación

5.2.1 Cambio en el flujo de oxígeno

Los cambios en el flujo de GOX producido por la columna de destilación son regulados, como se vio en el Capítulo 3, por la válvula PV226.

Disminución de la corriente de producto

En este caso se producirá un aumento en el flujo de vapor en la zona de agotamiento. Al aumentar el vapor ascendiendo por la columna y mantenerse el flujo de líquido, la relación L/V disminuye y el cambio en la composición del líquido será mayor que antes, esto significará que el líquido llegará con una mayor concentración de oxígeno al fondo de la columna y el producto de fondo será más rico en oxígeno que antes.

El vapor proveniente de la zona de agotamiento, al partir desde el fondo con una composición más rica en oxígeno y cambiar menos su composición que antes, debido a la menor proporción L/V actual, llegará a la zona de rectificación más rico en oxígeno.

Dentro de la zona de rectificación el flujo de líquido no ha cambiado, pues el reflujo proveniente de la columna de media presión y no depende directamente del vapor que salga por el tope de la columna de baja de presión; pero el flujo de vapor sí ha aumentado, por lo tanto, la relación L/V ha disminuido y el vapor cambiará su composición en menor medida que antes. Como consecuencia de todo esto, el vapor escapará por el tope (WN_2) con un porcentaje mayor d oxígeno que se perderá.

Esto puede ser analizado mediante las líneas de operación, Figura 5.7, donde se tendrá que el aumento de vapor hará disminuir la pendiente L/V . Por lo tanto, las líneas de operación tenderán a alejarse de la curva de equilibrio y para que el número de platos siga siendo el mismo como es el caso, deberá producirse un acercamiento a través a través de un desplazamiento paralelo hacia la curva de equilibrio que compense el alejamiento primero.

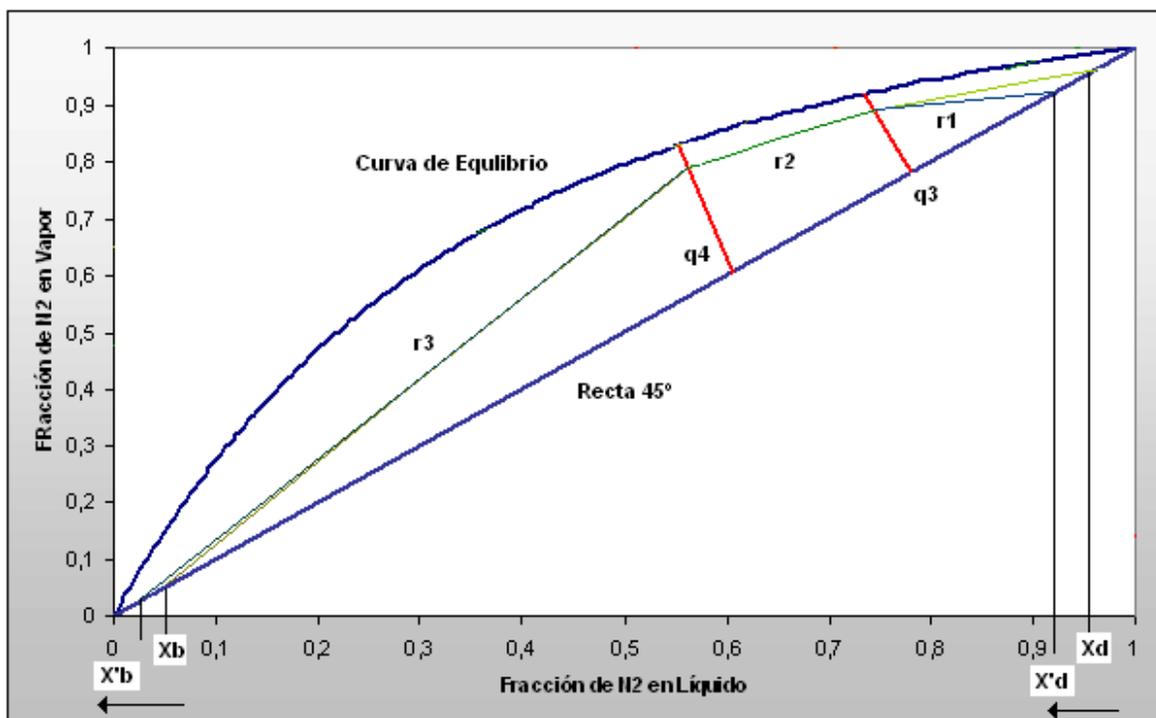


Figura 5.7 Efectos de la disminución de producto en Columna de BP.

En consecuencia las fracciones de O_2 en WN_2 y LOX aumentan.

Aumento del flujo de producto

En este caso el flujo de vapor disminuye dentro de la columna de baja presión, y la situación se invierte, es decir, las fracciones de O_2 disminuyen, empeorando la composición del oxígeno líquido y mejorando aquella del WN_2 . La Figura 5.8 muestra lo descrito anteriormente.

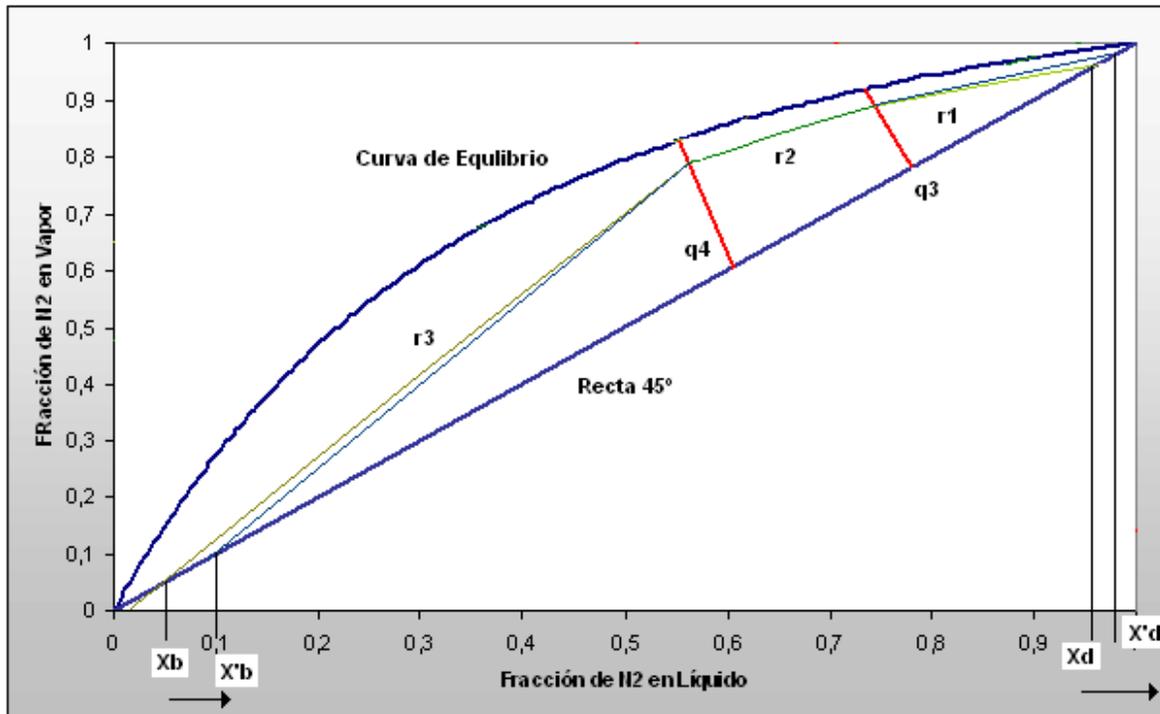


Figura 5.8 Efectos del aumento de producto en Columna de BP.

5.2.2 Cambio en el reflujo de columna de Baja Presión, Líquido Pobre.

Aumento del reflujo

Un aumento del reflujo de esta columna debe analizarse tomando en cuenta que a su vez significa la disminución del reflujo en la columna de media presión, puesto que ambos reflujo provienen de una misma corriente líquida que se produce al condensar producto de tope de la columna de media presión en el rehervidor de la columna de baja presión.

Columna de Media Presión

La disminución del reflujo de la columna de media presión, provocará una disminución del flujo de líquido, a la vez que se mantiene el flujo de vapor, el cual proviene de la alimentación de esta columna. Esto llevará a que la relación L/V disminuya y por consiguiente el vapor cambia menos de composición llegando al tope de la columna con más oxígeno. El líquido de reflujo a su vez partirá desde el tope más rico en oxígeno y cambiará su composición en mayor medida que antes, llegando al fondo, donde constituye el líquido rico, con una concentración de oxígeno superior, es decir, el líquido rico aumenta su concentración de oxígeno y disminuye su cantidad como consecuencia de la disminución de reflujo. La Figura 5.9 muestra los cambios en las líneas operativas de la gráfica de equilibrio de la columna de media presión.

El producto de tope de esta columna se enriquece en oxígeno; pero como la composición está muy cercana al 100% de nitrógeno su composición, en términos absolutos no tiene un cambio significativo.

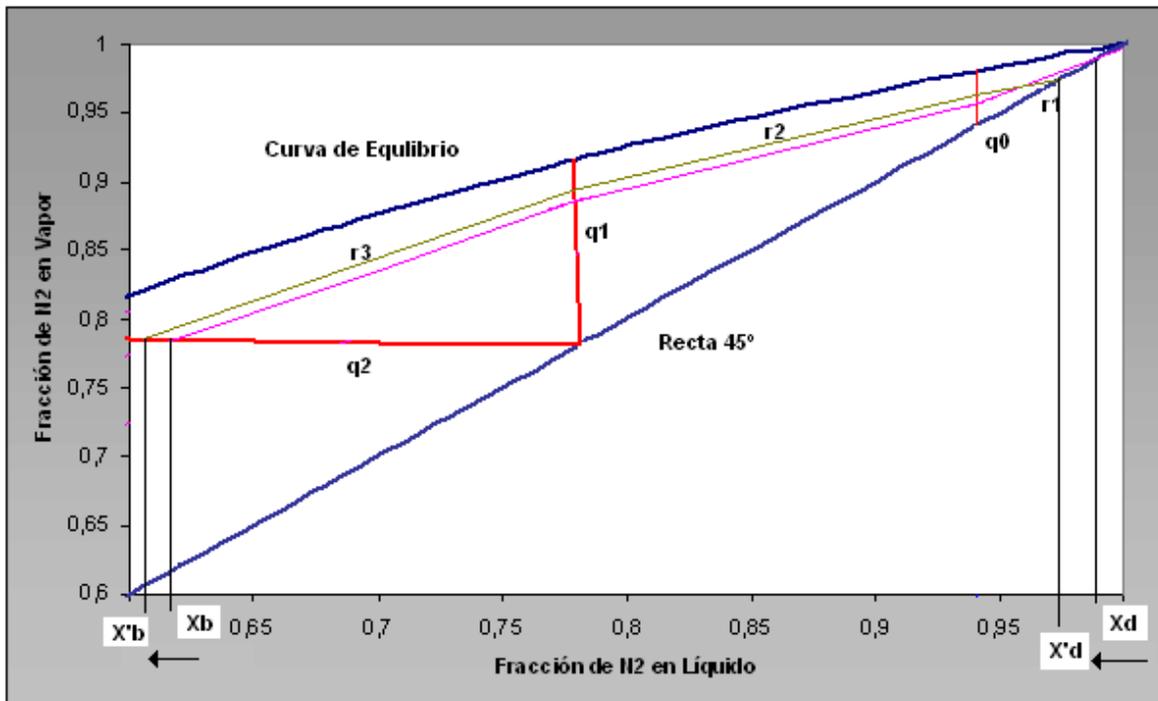


Figura 5.9 Efectos del aumento de reflujo en Columna de MP.

Columna de Baja Presión

Al aumentar el reflujo en esta columna se ha provocado una disminución en la alimentación de líquido rico y un aumento en su concentración de oxígeno. En resumen a nueva situación en la columna de baja presión es la siguiente: mayor reflujo, menor alimentación y mayor concentración de oxígeno en esta última.

Al analizar la zona de rectificación, puede notarse que si bien el flujo de líquido ha aumentado, como consecuencia del aumento del reflujo, el flujo de vapor se ha mantenido igual. En consecuencia la composición del vapor al cruzar la zona de rectificación variará más que antes y su composición a la salida por el tope, WN_2 , será mayor en nitrógeno. Es decir, se ha reducido el escape de oxígeno en el WN_2 .

Este oxígeno recuperado lo lleva la corriente de líquido hasta la bandeja de alimentación donde se encuentra con el líquido rico, que si bien viene en menor cantidad, trae un porcentaje de oxígeno mayor, de tal manera que resulta una corriente líquida que ingresa en la zona de agotamiento con más oxígeno que antes, puesto que lleva todo aquel que ahora se recupera y que antes escapaba en el WN_2 . El flujo total de líquido hacia la zona de agotamiento es el mismo que antes, ya que la disminución de la corriente de líquido rico es igual al aumento del reflujo. Por lo tanto, la concentración de oxígeno en la corriente líquida será mayor que antes y se obtendrá un producto de fondo más rico en oxígeno.

En resumen, lo que ha sucedido al aumentar el reflujo en la torre de baja presión ha sido que se ha reducido el escape de oxígeno en el WN_2 y este oxígeno recuperado debe salir por el producto de fondo cuyo flujo se ha mantenido y por consiguiente si concentración en oxígeno ha cambiado.

En la gráfica de las líneas de operación, Figura 5.10, se tiene que ésta aumenta al aumentar el reflujo, la línea “q” (fracción líquida) se desplaza manteniendo su pendiente, hacia la izquierda al disminuir la composición de N_2 del líquido rico que es la alimentación en este caso, y la pendiente de la línea de operación de la zona de agotamiento se mantiene invariable.

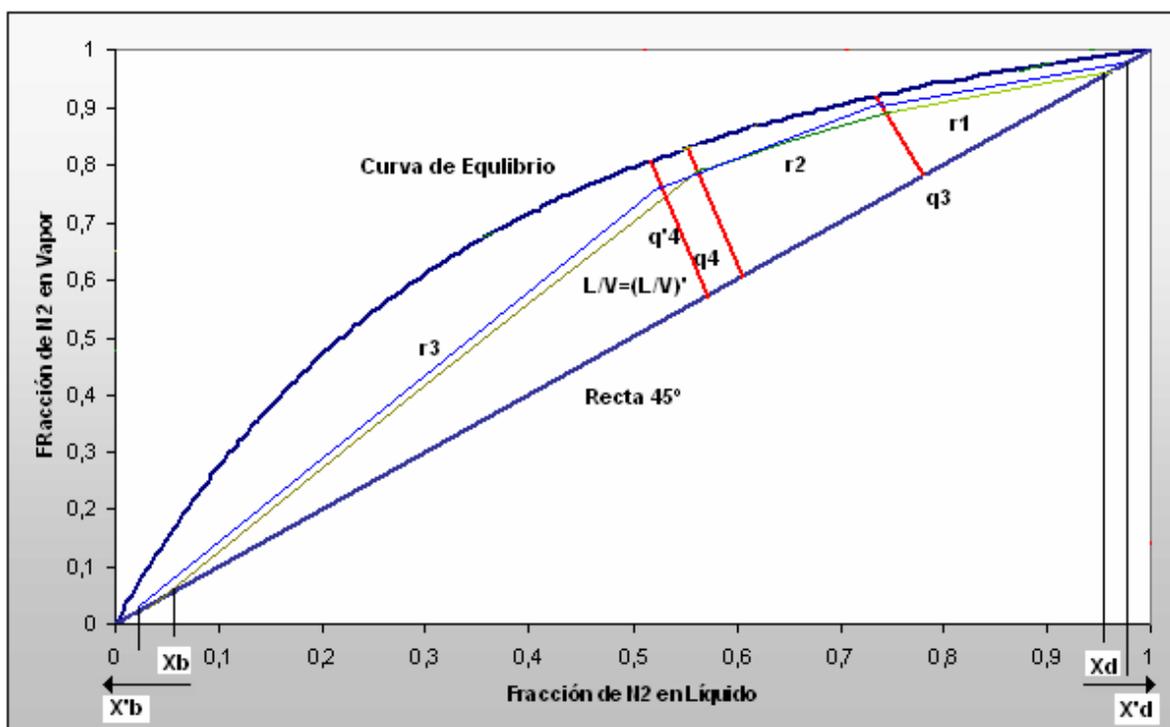


Figura 5.10 Efectos del aumento de reflujo en Columna de BP.

5.2.3 Cambio de las condiciones de la alimentación

Las condiciones de alimentación de aire líquido son reguladas por los álabes de la turbina de expansión D.01/02 o el bypass del compresor C.02/03.

Aumento del porcentaje de líquido, “q”

Esto significa que la alimentación entra con un mayor porcentaje de líquido a la torre de media presión. En este caso se disminuirá el flujo de vapor hacia la zona de rectificación y por consiguiente disminuirá el producto de tope aumentando su concentración de nitrógeno; pero en pequeña cantidad ya que se encuentra muy cercana al 100%. A la vez, al aumentar la relación L/V por la disminución del vapor, el líquido cambiará menos de composición y se tendrá un licor rico con un porcentaje de oxígeno menor que antes, pero en mayor cantidad. Este efecto lo

podemos observar a través de las líneas de operación de la Figura 5.11. La línea correspondiente a la zona de rectificación, que es la única existente en esta columna, verá aumentar su pendiente, por el aumento de la relación L/V . Simultáneamente la línea “q” habrá girado en el sentido de los punteros del reloj por el aumento de q y el resultado es que la composición de fondo y de tope aumentará.

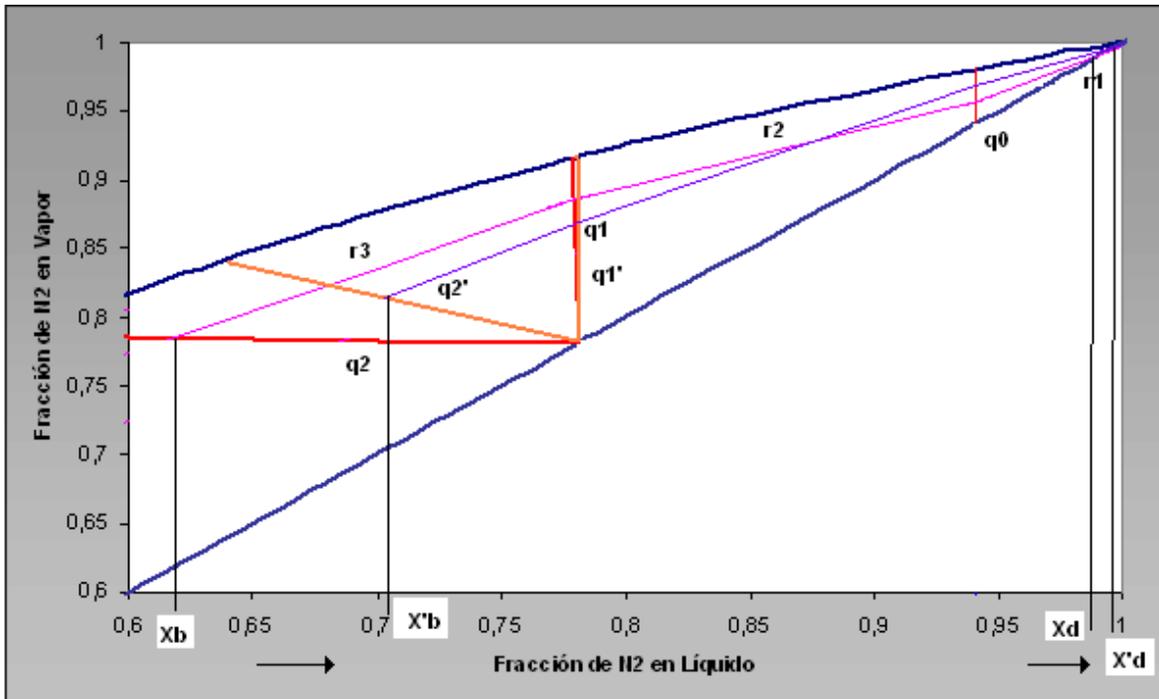


Figura 5.11 Efectos del aumento de líquido en Columna de MP.

Para la columna de baja presión esto significará un aumento en el líquido de alimentación con el consiguiente aumento de nivel del fondo, lo cual, obligará a disminuir la refrigeración y la alimentación a la columna de media presión verá disminuir “ q ” hasta su valor inicial si se quiere seguir operando.

Disminución de q

En este caso el efecto en la columna de media presión es el inverso al observado en el caso anterior, y por consiguiente, resultará un flujo de líquido rico menor que hará bajar el nivel de líquido en el fondo de la columna de baja presión. Para impedir esto y poder seguir operando, se deberá aumentar la refrigeración con lo cual el valor de “ q ” aumentará hasta su valor inicial. La Figura 5.12 muestra los efectos de la disminución de q en la columna de media presión.

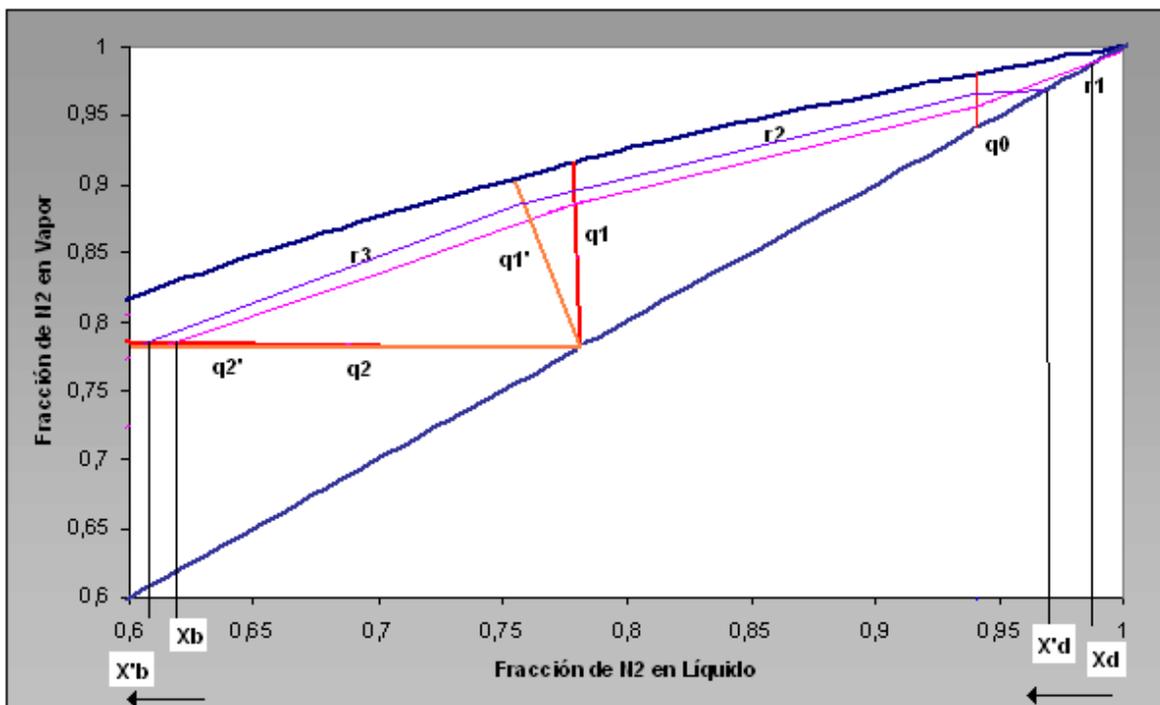


Figura 5.12 Efectos de la disminución de líquido en Columna de MP.

5.3 Conclusiones

A través de las gráficas de equilibrio y rectas operativas es posible visualizar las consecuencias de los cambios de flujo de producto, de reflujo y condiciones de alimentación en las columnas de destilación. El parámetro que tiene un mayor efecto en la eficiencia de la destilación, es el cambio de caudal LOX producido por la columna.

La pureza del GOX puede alcanzar valores del 100% de concentración de O₂, pero a la vez con pérdidas de oxígeno que superan el 20% cuando la producción GOX no supera los 7.000 Nm³/h.

CAPITULO 6 MODELO SIMPLIFICADO

Para introducir una nueva configuración al Sistema de Control Distribuido de la planta, es necesario disponer de correlaciones simples que permitan calcular los principales flujos del proceso, para lograr de esta manera controlar los flujos automáticamente mediante las válvulas correspondientes.

Las correlaciones fueron obtenidas a partir de balances másicos, los cuales fueron desarrollados en el Capítulo 4.

Puesto que, los valores de entrada de los balances corresponden a datos de diseño de la planta, las correlaciones obtenidas con estos datos serán válidas sólo para rangos de operación normal. Es decir para rangos de flujo de aire entre 58.000 y 64.000 Nm³/h donde el sistema es capaz de mantener las condiciones de entrada de las alimentaciones en un valor constante.

Por este motivo, fue necesario obtener un nuevo conjunto de correlaciones para periodos en que la planta se encuentre operando a un 90% de su carga nominal.

La validación de estas correlaciones se hizo a partir de datos obtenidos de PI System a partir del año 2003.

En este capítulo se entregarán los resultados mas relevantes obtenidos. Los desarrollos y procedimientos del balance de masa se encuentran en el Anexo C.

6.1 Correlación para Aire de Entrada

6.1.1 Balance de Masa

Para el sistema de Caja Fría, la única corriente de entrada que existe corresponde al flujo de aire proveniente de los tamices moleculares. Las corrientes de salida son los productos del proceso de destilación de la planta: NG, WN₂ y GOX. En la Figura 6.1 se muestra el esquema de las corrientes.

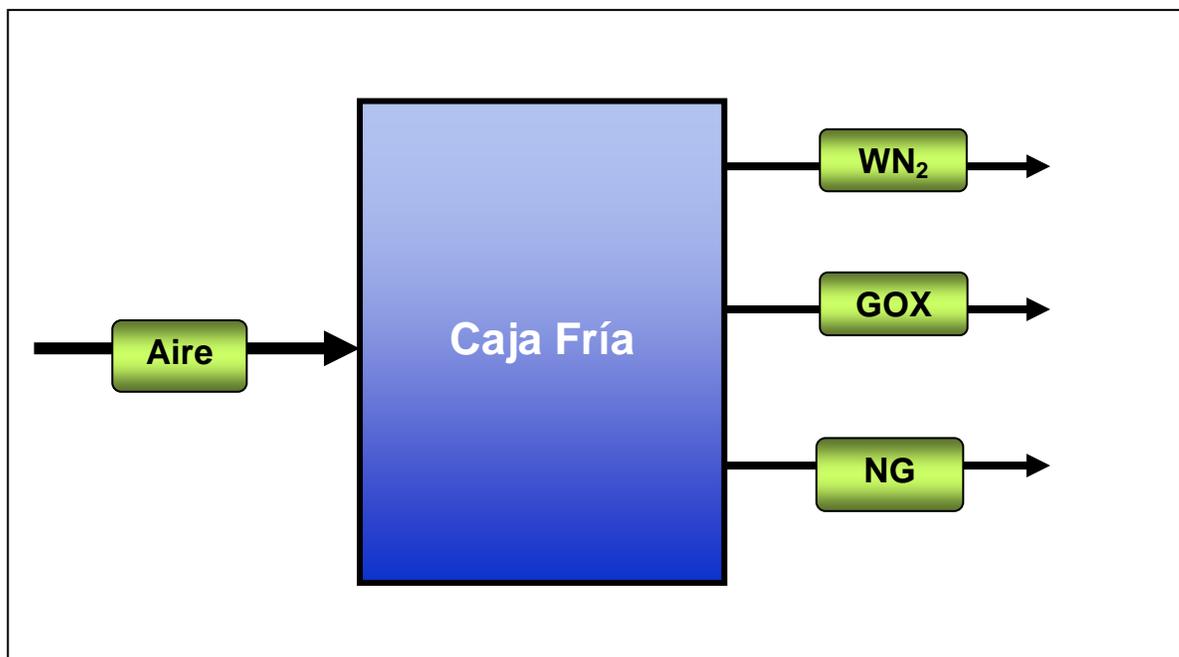


Figura 6.1 Esquema balance de Masa a Caja Fría

Los antecedentes de diseño que se utilizaron corresponden a las composiciones globales de N₂ y O₂ de cada una de las corrientes que participan en el balance y que se muestran en la Tabla 6.1.

| Tabla 6.1 Composiciones Nominales | | |
|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Corriente | Composición (v) de N ₂ | Composición (v) de O ₂ |
| Aire | 0,7811 | 0,2096 |
| GOX | 0.0215 | 0.9503 |
| NG | 0.9903 | 0.0075 |
| WN ₂ | 0.9584 | 0.036 |

Ecuaciones del Balance de masa:

$$\text{Balance global: } F_{\text{Aire}} = F_{\text{GOX}} + F_{\text{NG}} + F_{\text{WN}_2} \quad (6.1)$$

Balance por componente:

$$z_{na} \times F_{\text{aire}} = z_{ngo} \times F_{\text{GOX}} + z_{ng} \times F_{\text{NG}} + z_{nw} \times F_{\text{WN}_2} \quad (6.2)$$

$$z_{no} \times F_{\text{aire}} = z_{ogo} \times F_{\text{GOX}} + z_{og} \times F_{\text{NG}} + z_{ow} \times F_{\text{WN}_2} \quad (6.3)$$

Donde:

- Zna : Composición de N₂ en Aire
- Zoa : Composición de O₂ en Aire
- Zngo : Composición de N₂ en GOX
- Zogo : Composición de O₂ en GOX
- Zng : Composición de N₂ en NG
- Zog : Composición de O₂ en NG
- Znw : Composición de N₂ en WN₂
- Zow : Composición de O₂ en WN₂

Reemplazando y ordenando las ecuaciones se obtiene la siguiente ecuación:

$$F_{aire} = 5,172 \bullet Gox \quad (6.4)$$

6.2 Correlación para NG

Utilizando las ecuaciones anteriores, pero en este caso despejando el flujo de NG se obtuvo la siguiente ecuación:

$$NG = 29.8679 \times GOX - 5.555 \times Aire \quad (6.5)$$

6.3 Correlación para WN₂

De la misma manera que para la correlación para NG, pero ahora despejando WN₂, la correlación calculada fue la siguiente:

$$WN_2 = 0.3735 \times Aire \quad (6.6)$$

6.4 Correlación para Líquido Rico

En este caso, el balance de masa se realizó a la columna K02. Las Corrientes de entrada que posee este equipo son: Aire Líquido, Líquido Pobre y Líquido Rico. Las corrientes de salida corresponden a los productos de fondo y tope de la columna, LOX y WN₂ respectivamente. En la Figura 6.2 se muestra un esquema de las corrientes descritas.

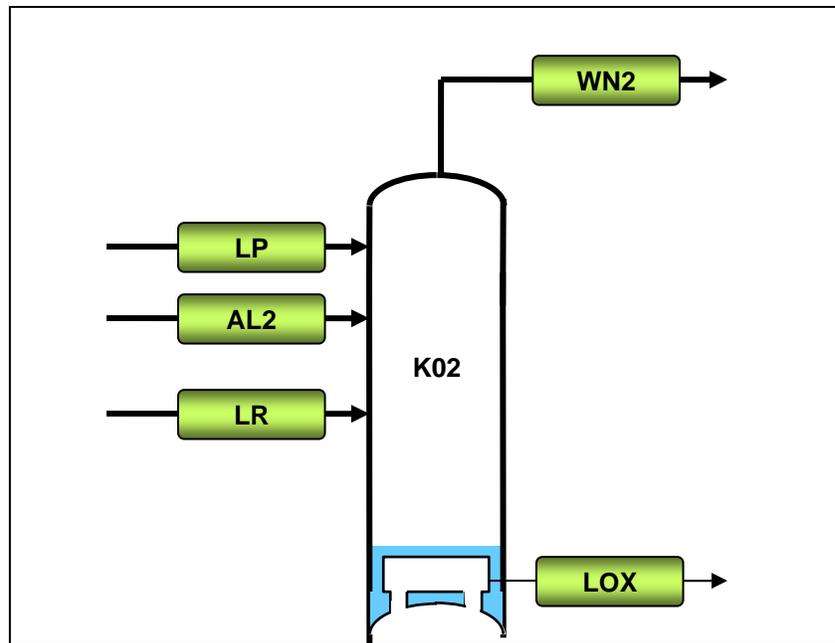


Figura 6.2 Esquema Balance de Masa a K02

Como en el caso anterior, se utilizaron las composiciones de diseño de la columna. Las composiciones de O_2 y N_2 se muestran en la Tabla 6.2.

| Tabla 6.2 Composiciones Nominales | | |
|-----------------------------------|-------------------|-------------------|
| Corriente | Composición O_2 | Composición N_2 |
| Aire Líquido | 0.2096 | 0.7811 |
| Líquido Rico | 0.3815 | 0.6094 |
| Líquido Pobre | 0.0515 | 0.9407 |
| LOX | 0.9503 | 0.0215 |
| N_2 BP | 0.036 | 0.9584 |

Balances de masa:

$$\text{Balance Global: } F_{AL2} + F_{LP} + F_{LR} = F_{LOX} + F_{WN2} \quad (6.7)$$

Balance por componente:

$$z_{na} \times F_{AL2} + z_{nlp} \times F_{LP} + z_{nlr} \times F_{LR} = z_{nl} \times F_{LOX} + z_{nw} \times F_{WN2} \quad (6.8)$$

$$z_{no} \times F_{AL2} + z_{olp} \times F_{LP} + z_{olr} \times F_{LR} = z_{ol} \times F_{LOX} + z_{ow} \times F_{WN2} \quad (6.9)$$

Reemplazando y despejando LR se obtuvo la siguiente ecuación:

$$LR = 2.611 \times GOX - 0.0766 \times Aire \quad (6.10)$$

6.5 Correlación para Líquido Pobre

El balance de masa para encontrar la correlación de esta corriente se realizó a la columna K01. Las ecuaciones utilizadas son (4.4), (4.5) y (4.6) desarrolladas en el Capítulo 4. En la Figura 6.3 se muestra el esquema de las corrientes.

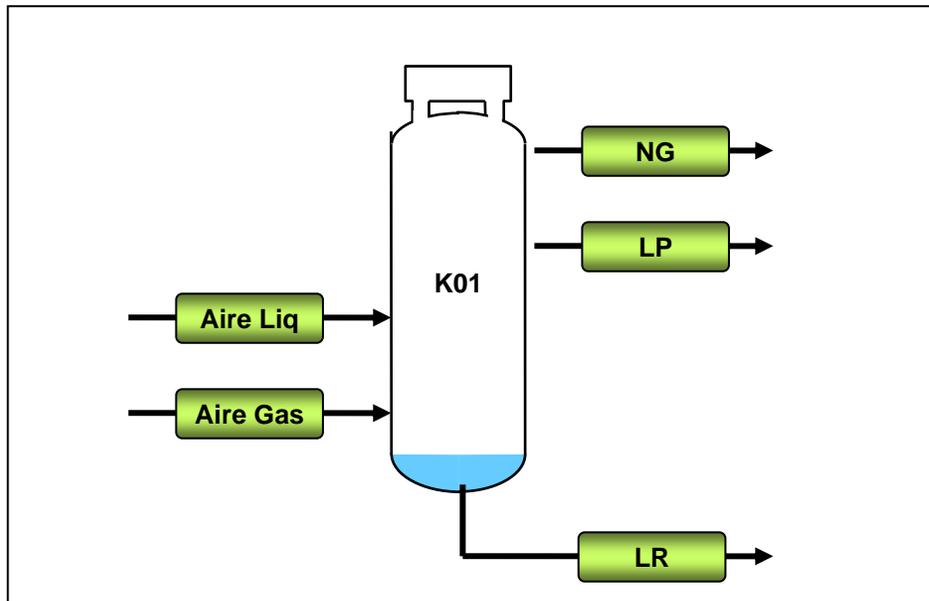


Figura 6.3 Esquema Balance de Masa a K01

Balance de Masa

Balance de masa Global:

$$F_{AG} + F_{LP1} = F_{LR} + F_{LP} + F_{NG} \quad (4.4)$$

Balances de masa por Componente:

$$z_{na} \cdot (F_{AG} + F_{LP1}) = z_{nr} \cdot F_{LR} + z_{np} \cdot F_{LP} + z_{ng} \cdot F_{NG} \quad (4.5)$$

$$z_{oa} \cdot (F_{AG} + F_{LP1}) = z_{or} \cdot F_{LR} + z_{op} \cdot F_{LP} + z_{og} \cdot F_{NG} \quad (4.6)$$

Reemplazando y despejando LR se obtuvo la siguiente ecuación:

$$LP = 0.1839 \times Aire \quad (6.11)$$

6.6 Comparación entre datos nominales y modelos¹⁰

6.6.1 Flujo de Aire Total

En la Tabla 6.3 se muestran los resultados obtenidos por la ecuación 6.4 correspondientes al Flujo de Aire Total.

| Tabla 6.3 Comparación Correlación Aire con Datos Nominales | | | |
|---|---|--|----------------|
| Aire Compressor C01 Nm³/h FI-157 | GOX 95% de O₂ Nm³/h FI-225 | Aire Calculado Nm³/h | % Error |
| 58.000 | 11.229 | 58.076 | 0,13 |
| 58.600 | 11.345 | 58.676 | 0,13 |
| 58.800 | 11.384 | 58.878 | 0,13 |
| 59.000 | 11.423 | 59.080 | 0,14 |
| 59.200 | 11.461 | 59.276 | 0,13 |
| 59.400 | 11.500 | 59.478 | 0,13 |
| 59.600 | 11.539 | 59.680 | 0,13 |
| 59.800 | 11.577 | 59.876 | 0,13 |
| 60.000 | 11.616 | 60.078 | 0,13 |
| 60.200 | 11.655 | 60.280 | 0,13 |
| 60.400 | 11.694 | 60.481 | 0,13 |
| 60.600 | 11.732 | 60.678 | 0,13 |
| 60.800 | 11.771 | 60.880 | 0,13 |
| 61.000 | 11.810 | 61.081 | 0,13 |
| 61.200 | 11.848 | 61.278 | 0,13 |
| 61.400 | 11.887 | 61.480 | 0,13 |
| 61.600 | 11.926 | 61.681 | 0,13 |
| 61.800 | 11.965 | 61.883 | 0,13 |
| 62.000 | 12.003 | 62.080 | 0,13 |

¹⁰ Los datos de diseño con los que fue comparado el modelo fueron obtenidos del Manual de Operaciones de POX2, Capítulo 6 “Análisis Operacional del Proceso”.

6.6.2 Flujo de NG

A partir del Aire Total calculado con la ecuación 6.4 y usando la ecuación 6.5 se obtuvo el flujo de NG. La Tabla 6.4 muestra la comparación de los datos calculados y los de diseño.

| Tabla 6.4 Comparación Correlación NG con Datos Nominales | | | |
|---|-------------------------|-------------------------|---------------|
| Aire | NG | NG | %Error |
| Calculado | K01 | Calculado | |
| Nm³/h | Nm³/h | Nm³/h | |
| | FI-213 | | |
| 58.076 | 13.182 | 12.772 | 3,11 |
| 58.676 | 13.318 | 12.904 | 3,11 |
| 58.878 | 13.364 | 12.949 | 3,11 |
| 59.080 | 13.409 | 12.993 | 3,10 |
| 59.276 | 13.455 | 13.036 | 3,11 |
| 59.478 | 13.500 | 13.081 | 3,11 |
| 59.680 | 13.545 | 13.125 | 3,10 |
| 59.876 | 13.591 | 13.168 | 3,11 |
| 60.078 | 13.636 | 13.213 | 3,11 |
| 60.280 | 13.682 | 13.257 | 3,11 |
| 60.481 | 13.727 | 13.301 | 3,10 |
| 60.678 | 13.773 | 13.344 | 3,11 |
| 60.880 | 13.818 | 13.389 | 3,11 |
| 61.081 | 13.864 | 13.433 | 3,11 |
| 61.278 | 13.909 | 13.476 | 3,11 |
| 61.480 | 13.955 | 13.521 | 3,11 |
| 61.681 | 14.000 | 13.565 | 3,11 |
| 61.883 | 14.045 | 13.609 | 3,10 |
| 62.080 | 14.091 | 13.653 | 3,11 |

6.6.3 Flujos de WN2, Líquido Rico y Líquido Pobre

Dado que no existen datos de diseño de estos flujos para comparar los resultados entregados por estas ecuaciones, sólo se entrega la comparación con los datos de flujo obtenidos del PFD. La Tabla 6.5 muestra los resultados obtenidos.

| Tabla 6.5 Comparación Correlación LP y LR con datos Nominales | | | | | |
|---|--|-------------------------------------|---|---------------------------------------|---------|
| Aire Compresor C01 Nm ³ /h FI-157 | GOX 95% de O2 Nm ³ /h FI-225 | LR Nominal Nm ³ /h | Aire Calculado Nm ³ /h | LR Calculado Nm ³ /h | % Error |
| 59.400 | 11.500 | 25.990 | 59.400 | 25.993 | 0 |

| Aire Compresor C01 Nm ³ /h FI-157 | LP Nominal Nm ³ /h | Aire Calculado Nm ³ /h | LP Calculado Nm ³ /h | % Error |
|--|-------------------------------------|---|---------------------------------------|---------|
| 59.400 | 11.000 | 59.400 | 10.926 | 1 |

| Aire Compresor C01 Nm ³ /h FI-157 | WN ₂ Nominal Nm ³ /h FI-156 | Aire Calculado Nm ³ /h | WN ₂ Calculado Nm ³ /h | % Error |
|--|--|---|--|---------|
| 59.400 | 22.250 | 59.400 | 22.187 | 0,29 |

6.7 Comparación de modelo con datos operativos

Para poder validar el modelo se recurrió a los datos disponibles en la Planta de Oxígeno, entregados por PI System. Este sistema fue incorporado a la Planta el 5 de diciembre de 2002, por lo tanto sólo a partir de esta fecha fue posible obtener los datos.

Otro aspecto importante de destacar es que un número considerado de instrumentos no eran registrados por el programa PI System. Luego del accidente ocurrido a mediados del 2004, la mayoría de los instrumentos fueron conectados al sistema.

Para realizar una comparación más adecuada de los datos, fue necesario filtrar aquellos que estaban fuera del rango de operación normal. Por lo tanto, este análisis sólo toma en cuenta flujos de aire que se encuentren por sobre los 58.000 Nm³/h, además de una producción y pureza de GOX por sobre los 9.500 Nm³/h y bajo el 97% respectivamente. Es por este motivo que el año 2004 presenta una menor cantidad de datos óptimos para el análisis.

6.7.1 Datos operativos a condiciones normales

En las Figuras 6.4 y 6.5 se muestra a dispersión de datos del Flujo de GOX, parámetro operativo con el cual fue calculado el flujo de aire.

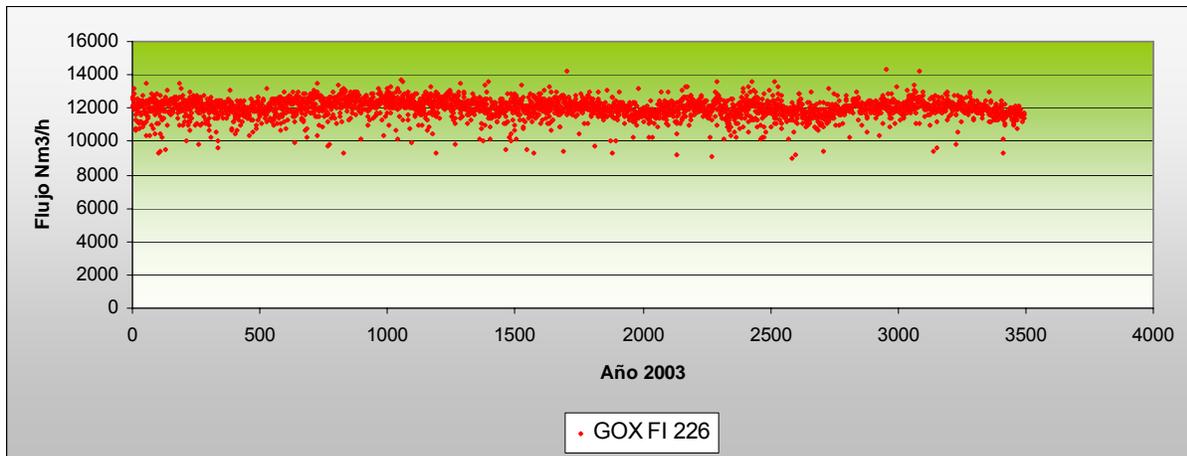


Figura 6.4 Flujo de GOX, 2003

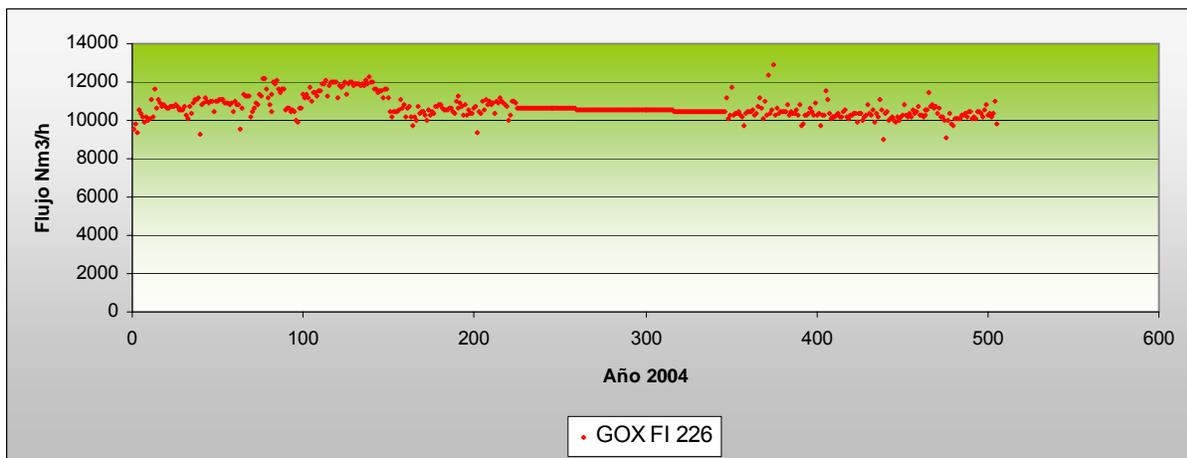


Figura 6.5 Flujo de GOX, 2004

En la Figura 6.6 y 6.7 se muestra la dispersión de los datos operacionales y los calculados con el modelo., correspondientes al año 2003 y 2004.

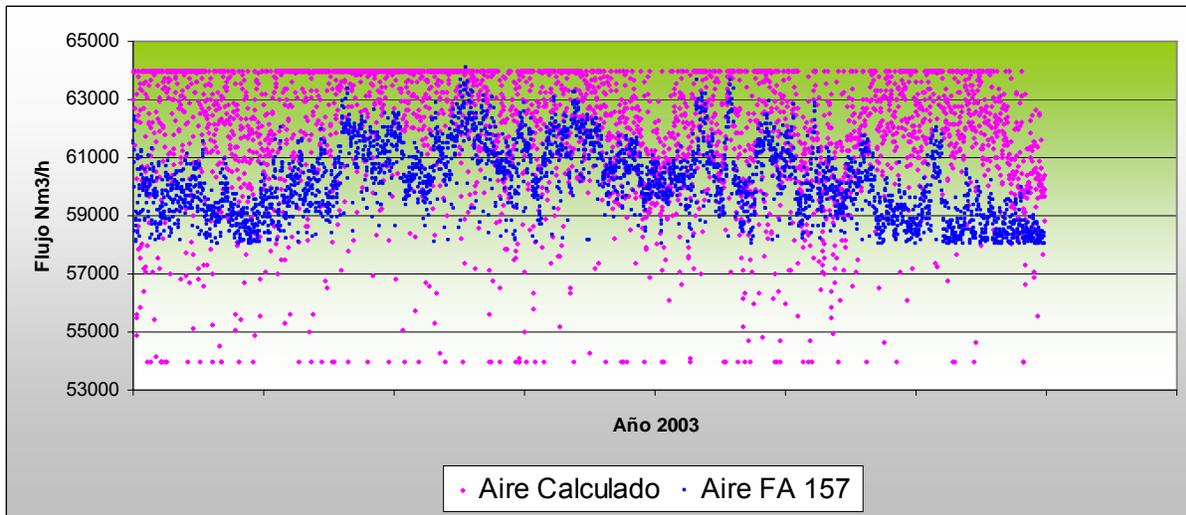


Figura 6.6 Resultados Correlación, 2003

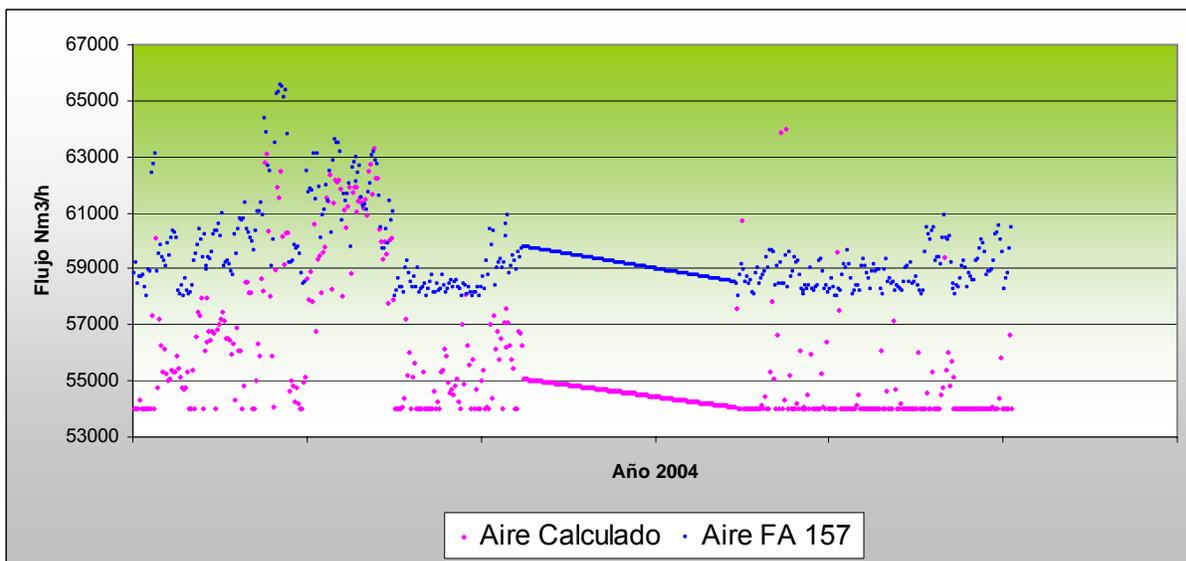


Figura 6.7 Resultados Correlación Aire, 2004

A Continuación en la Figura 6.8 se muestra la frecuencia del error entregado por la correlación para ambos años.

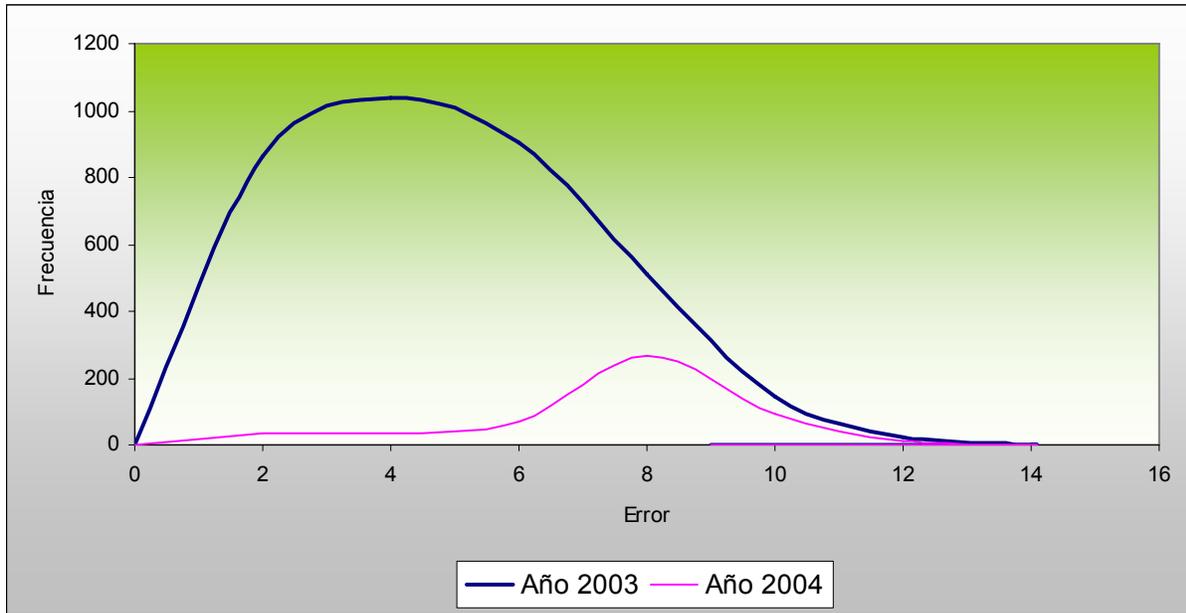


Figura 6.8 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para Aire.

Para poder comparar el flujo de nitrógeno gaseoso sólo se pudieron extraer datos del año 2004. En la Figura 6.9 se muestra la comparación de los datos operativos y los calculados por la correlación.

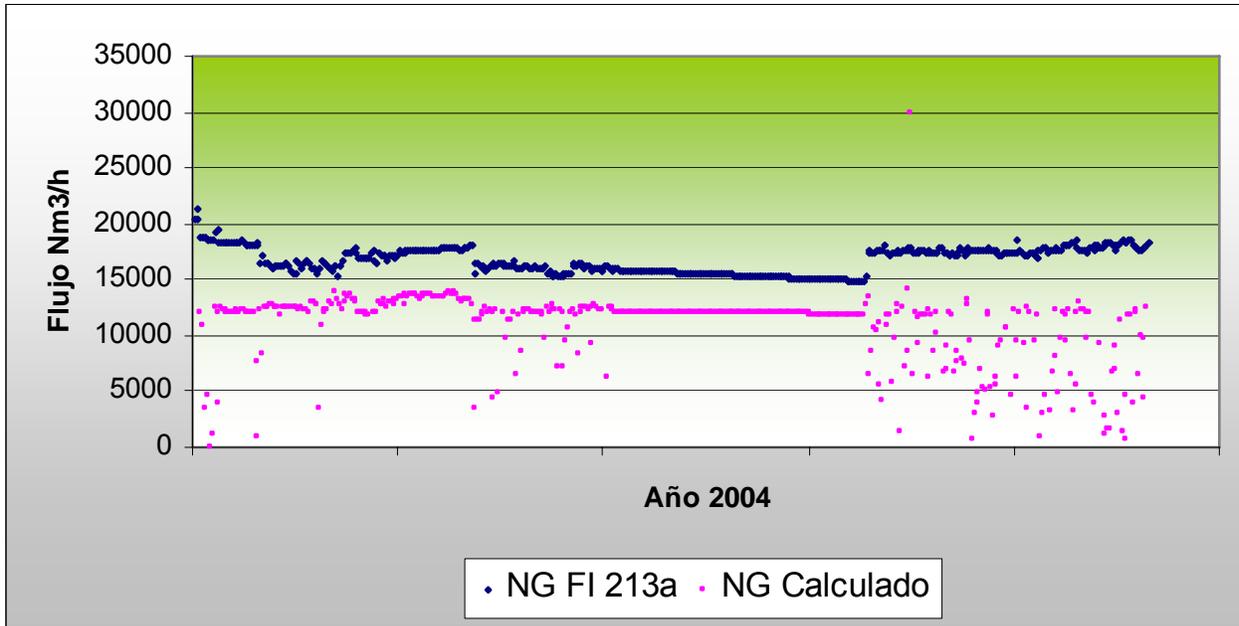


Figura 6.9 Resultados Correlación NG, 2004

Para el flujo de WN_2 , se comparó con datos del 2003, Figura 6.10.

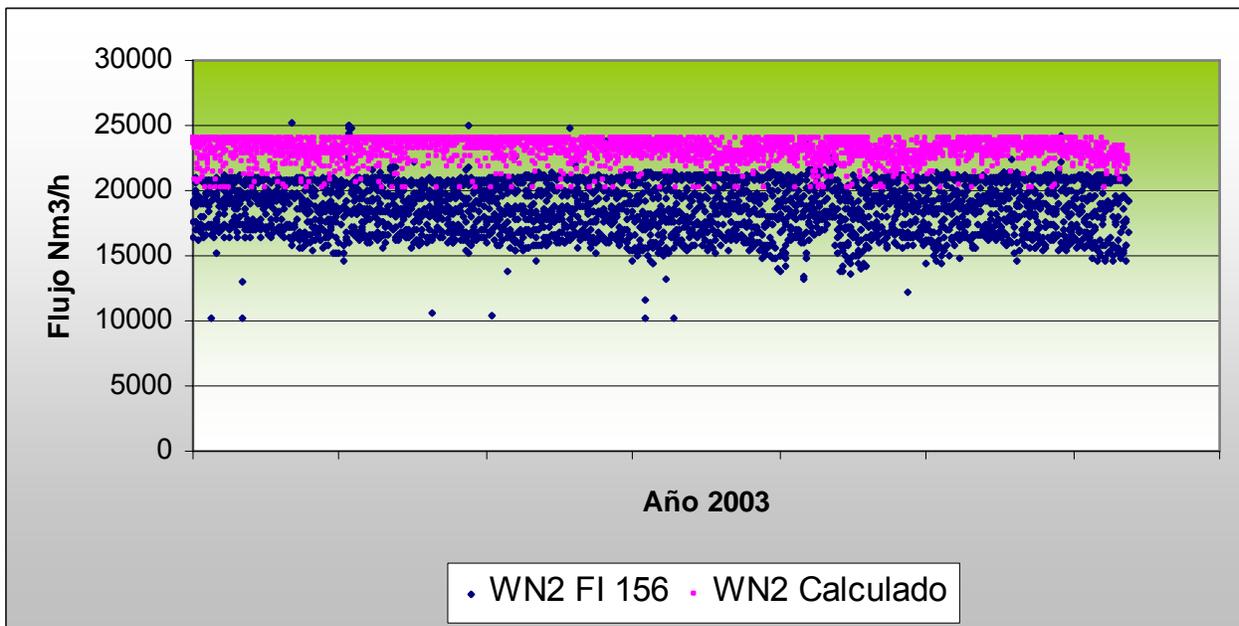


Figura 6.10 Resultados Correlación WN_2 , 2003

6.7.2 Análisis de Resultados

Dado los resultados obtenidos, a partir de las ecuaciones del balance de masa, se pueden desprender las siguientes conclusiones:

- El Flujo de Aire Total calculado presentan un rango de error aceptable, tomando en cuenta que la mayor diferencia se produce cuando la producción de oxígeno es baja en comparación al aire que ingresa a la planta. El error más frecuente se encuentra en una rango de 2 a 6% para el año 2003. En cambio para el año 2004 puede apreciarse que el rango de error es más elevado, entre 7 a 9%. Esto se debe principalmente al mal funcionamiento que experimentó la planta en ese año o también podría atribuirse al mal estado en que podrían haberse encontrado los instrumentos en esa fecha.
- Con respecto al flujo de NG y WN_2 puede apreciarse que el error es significativo. Por este motivo es necesario ajustar las correlaciones para lograr la similitud con los datos operacionales.
- Finalmente, la correlación obtenida para el cálculo del Flujo de Aire Total entrega buenos resultados para condiciones de operación donde la pureza oxígeno producido se encuentra entre 94 a 97% y la producción es mayor a 10.000 Nm³/h.

6.7.3 Ajustes para Correlación de flujo NG y WN2

Por medio de una regresión lineal, es posible ajustar la correlación a los datos operativos. Las correlaciones obtenidas son las siguientes:

$$NG = 0.984 \times GOX - 0.0301 \times Aire + 7657 \quad (6.12)$$

$$WN2 = 0.2967 \times Aire \quad (6.13)$$

En la Figura 6.11 se muestran los resultados de esta ecuación para la correlación para NG y en la Figura 6.12 la frecuencia del error entregado por ella.

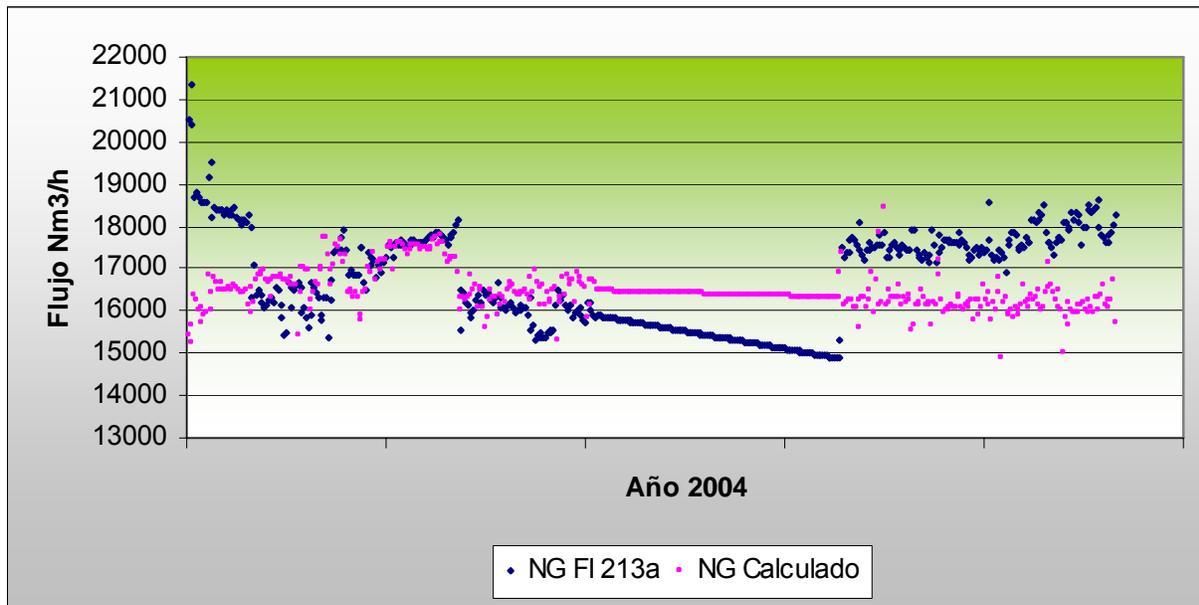


Figura 6.11 Resultados Correlación NG, año 2004

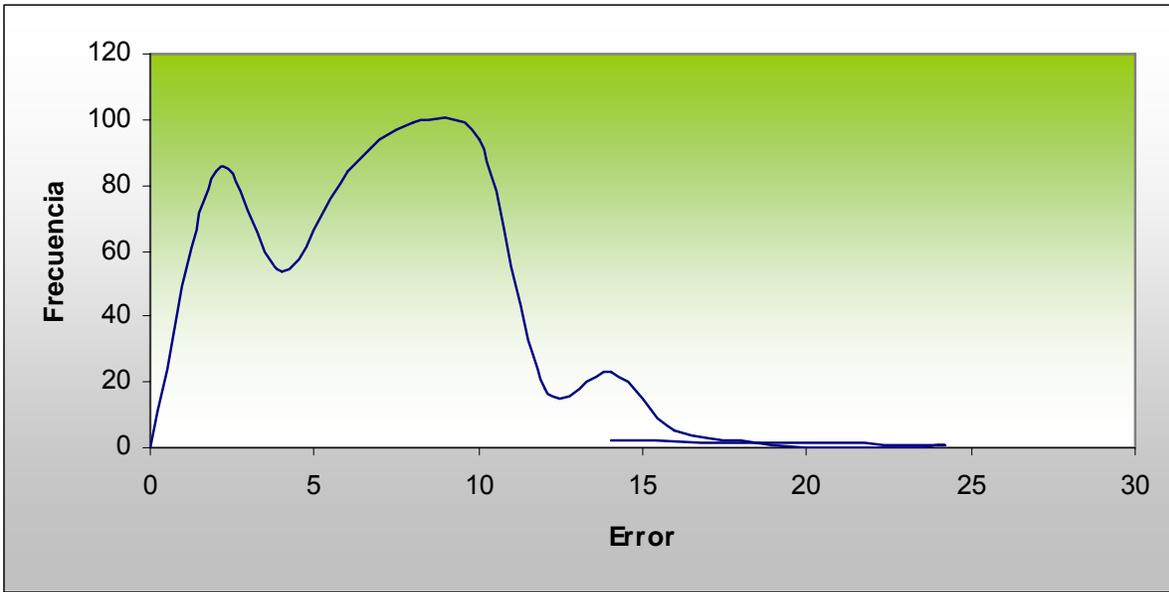


Figura 6.12 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para NG.

Los resultados de la Correlación para WN2 se muestran en las Figuras 6.13 y 6.14 mientras que el error obtenido se muestra en la figura 6.15.

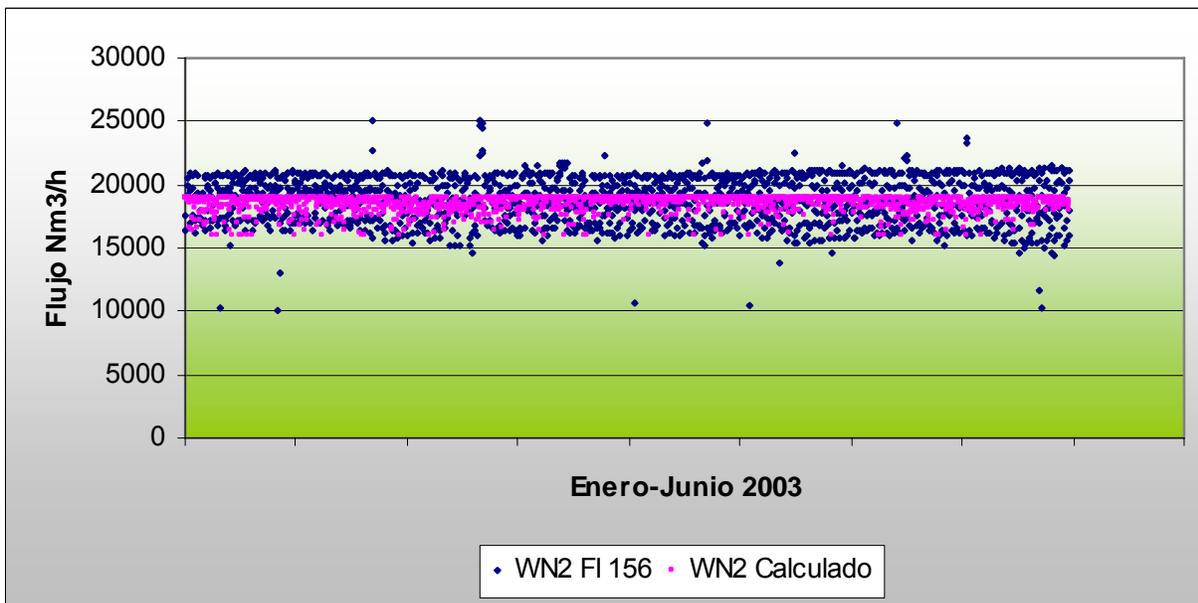


Figura 6.13 Resultados Correlación WN2, de Enero a Junio del 2003

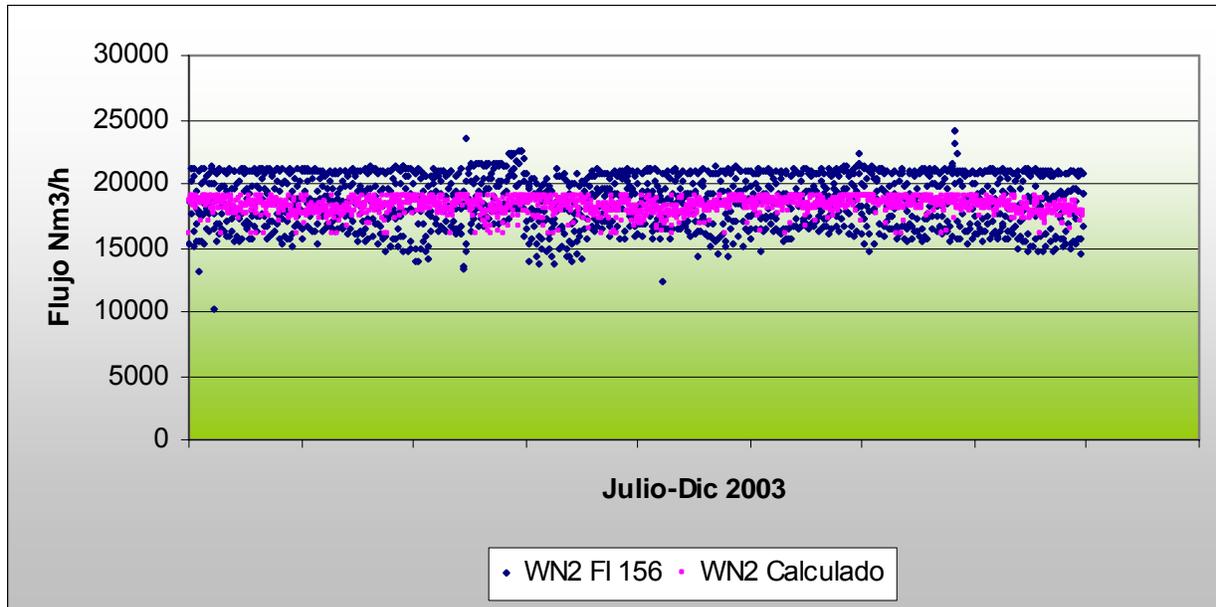


Figura 6.14 Resultados Correlación WN2, de Julio a Diciembre del 2003

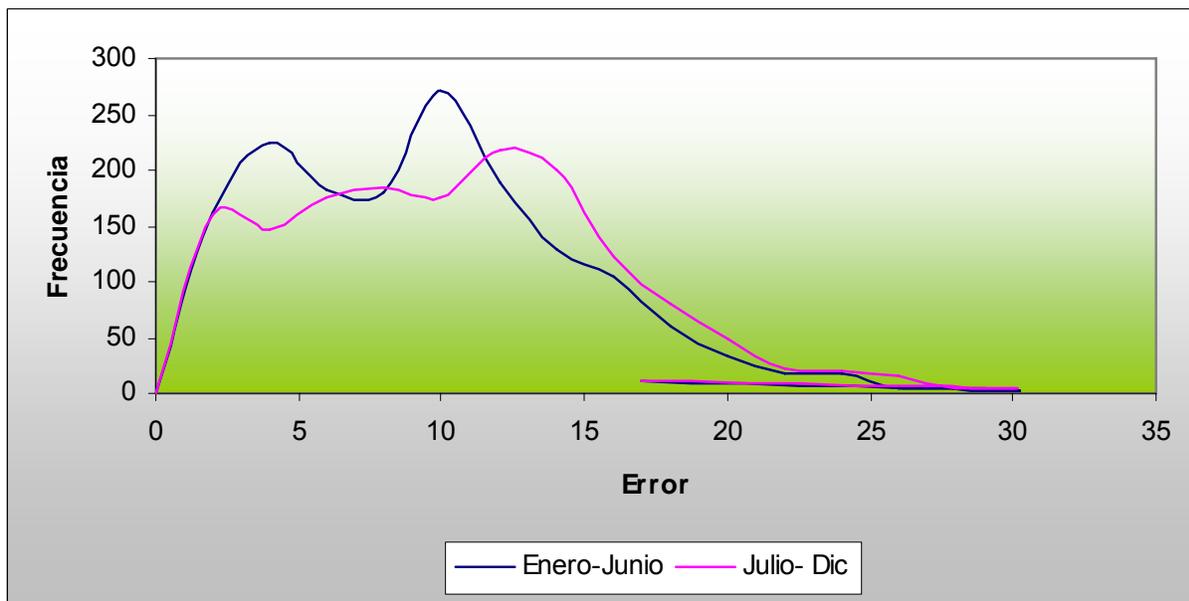


Figura 6.15 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para WN2.

La correlación corregida para el NG arroja errores más bajos que la anterior. Por lo tanto, se puede concluir que la correlación se comporta adecuadamente para este rango de operación con un error entre 3 a 10%.

Para el caso del WN_2 , a pesar de disminuir el error de la correlación original, esta se encuentra entre un 3 a 15%. La variación de este flujo de debe principalmente a que el sensor de flujo de esta corriente se encuentra instalado después del venteo de este gas. Por lo tanto en periodos de cambio de tamices, gran parte del WN_2 es venteado por PIC 201. Además que el venteo de esta corriente permite mantener una presión óptima en el sistema de caja fría.

6.8 Corrección del modelo para 90% de carga.

Al disminuir la carga del compresor, existen variaciones en las condiciones de las corrientes de proceso (temperatura y presión) que afectan considerablemente los productos obtenidos.

Es por este motivo, que las correlaciones obtenidas anteriormente, no pueden ser aplicadas cuando la planta se encuentre operando por debajo del punto de operación normal.

Dado a la dificultad que presenta el cálculo de las composiciones para este punto de operación, se decidió recurrir al desarrollo de regresiones lineales para construir las correlaciones.

La mayor parte de las correlaciones fueron comparadas con datos del año 2003, ya que es el año en que la planta operó normalmente.

6.8.1 Correlación para Aire 90% de carga.

La correlación calculada para este punto es la siguiente:

$$\text{Aire} = 3,23 \times \text{GOX} + 19.217 \quad (6.14)$$

En las Figuras 6.16 y 6.17 se muestra la dispersión de los datos operativos con los cuales fue calculada la correlación para aire.

La comparación con los datos operativos se muestra a continuación en las Figuras 6.18 y 6.19.

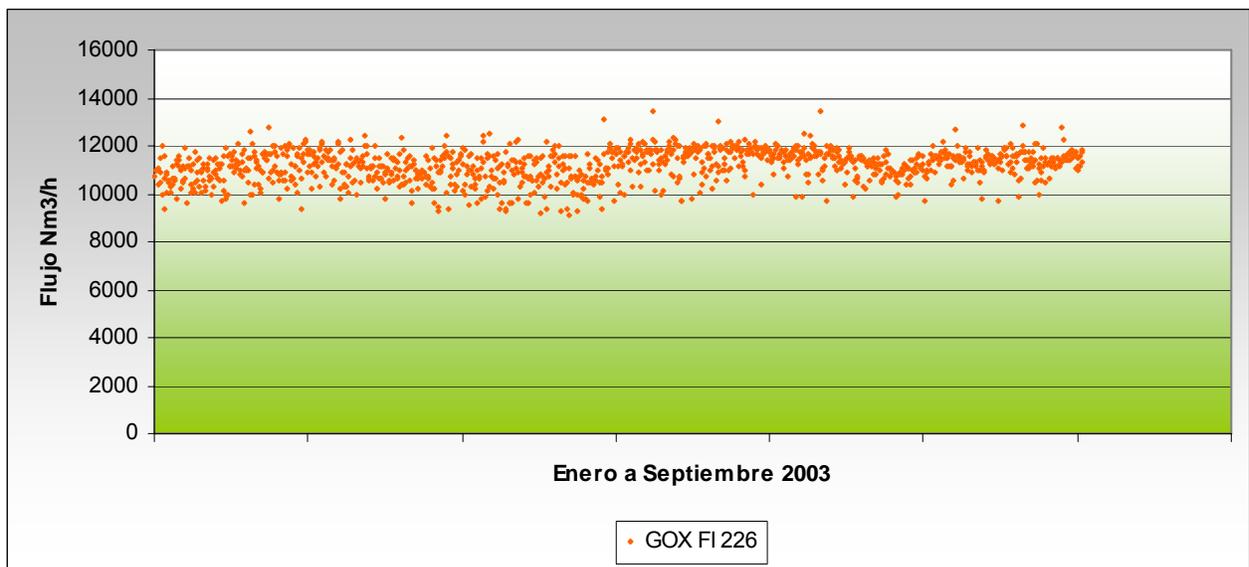


Figura 6.16 Flujo de GOX, Enero – Septiembre 2003

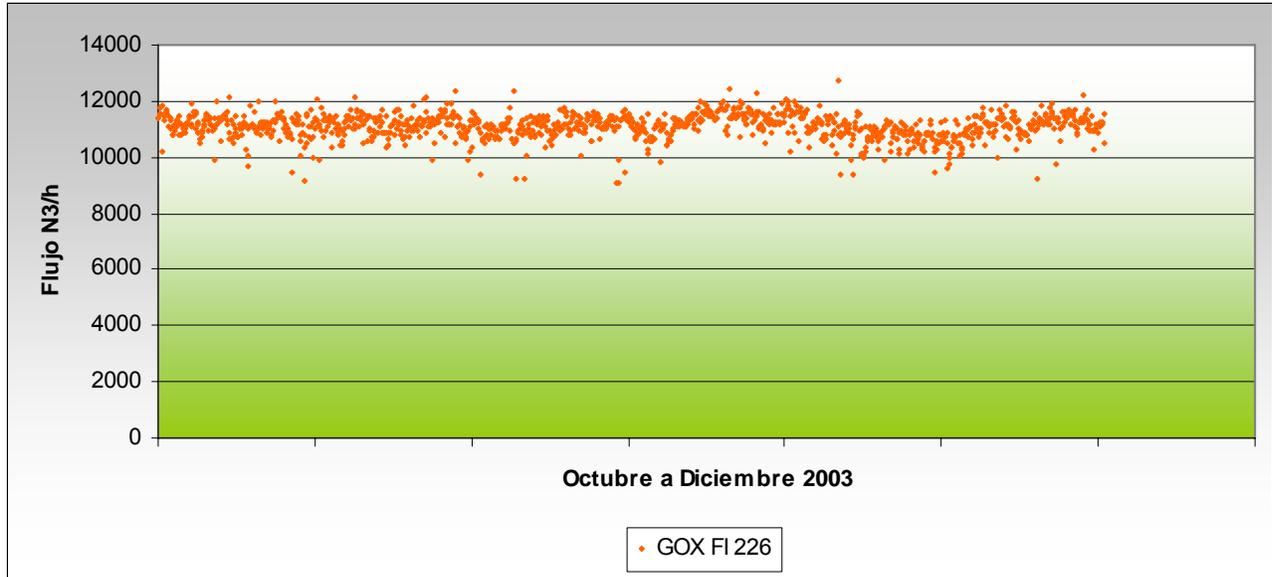


Figura 6.17 Flujo de GOX, Octubre – Diciembre 2003

Resultados:

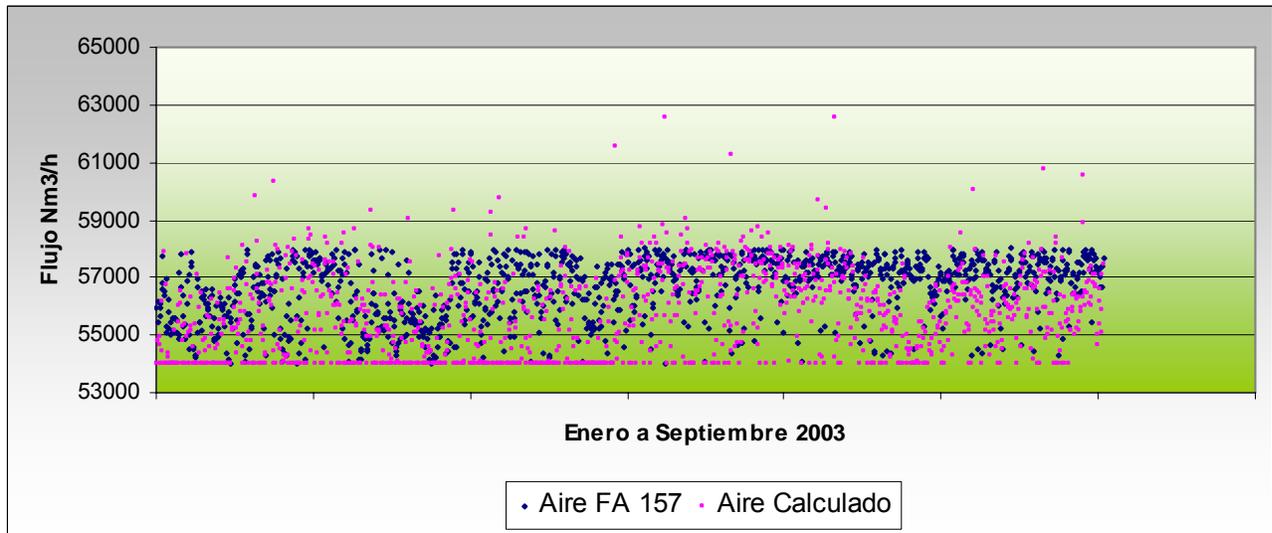


Figura 6.18 Resultados Correlación Aire 90% de Carga Enero – Septiembre 2003

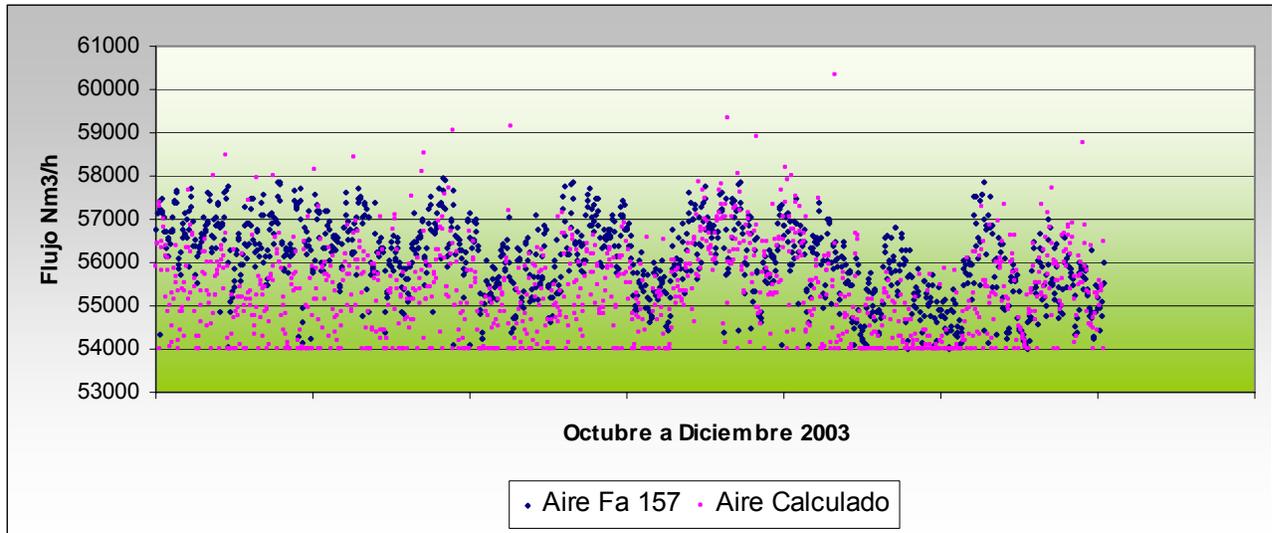


Figura 6.19 Resultados Correlación Aire 90% de Carga Octubre – Diciembre 2003

En la Figura 6.20 se muestra la gráfica de la frecuencia del error obtenido para el aire para este rango de operación.

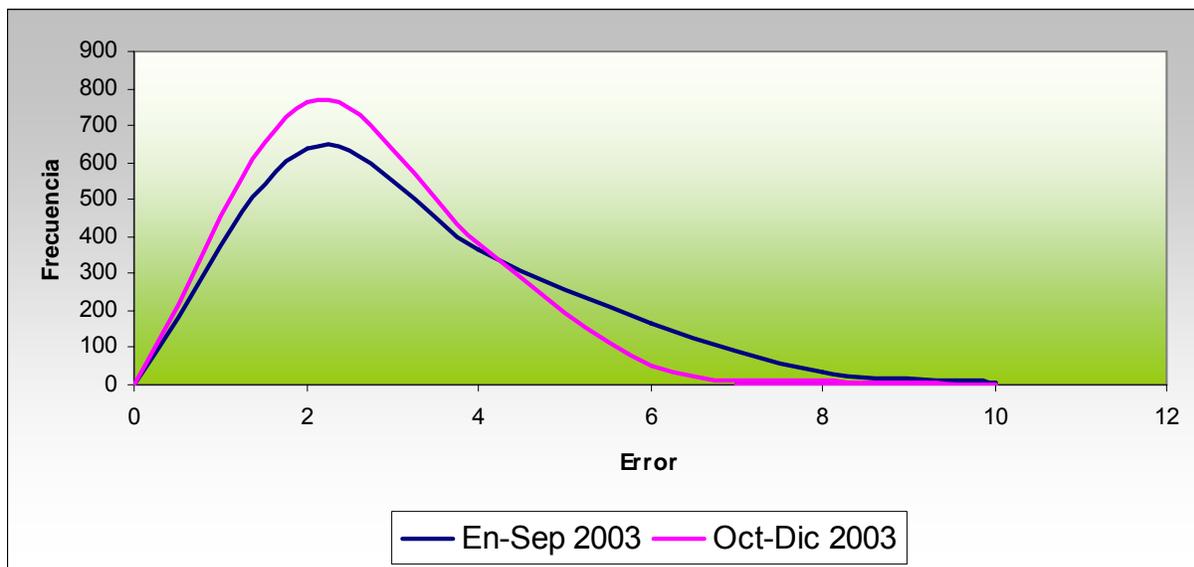


Figura 6.20 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para Aire con 90% de Carga, 2003

6.8.2 Correlación para NG 90% de carga.

La correlación obtenida para este flujo, es la siguiente:

$$NG = 1,914 \times GOX - 0,0431 \times Aire + 3,065 \quad (6.15)$$

A continuación las Figuras 6.21 y 6.22 muestran la comparación de los resultados y la frecuencia del error obtenido, respectivamente:

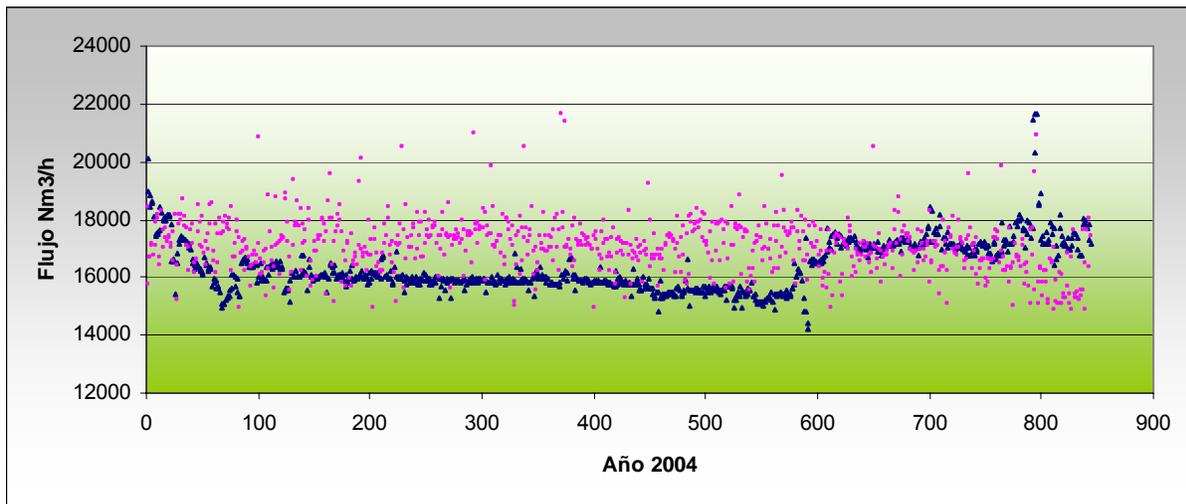


Figura 6.21 Resultados Correlación NG 90% año 2004

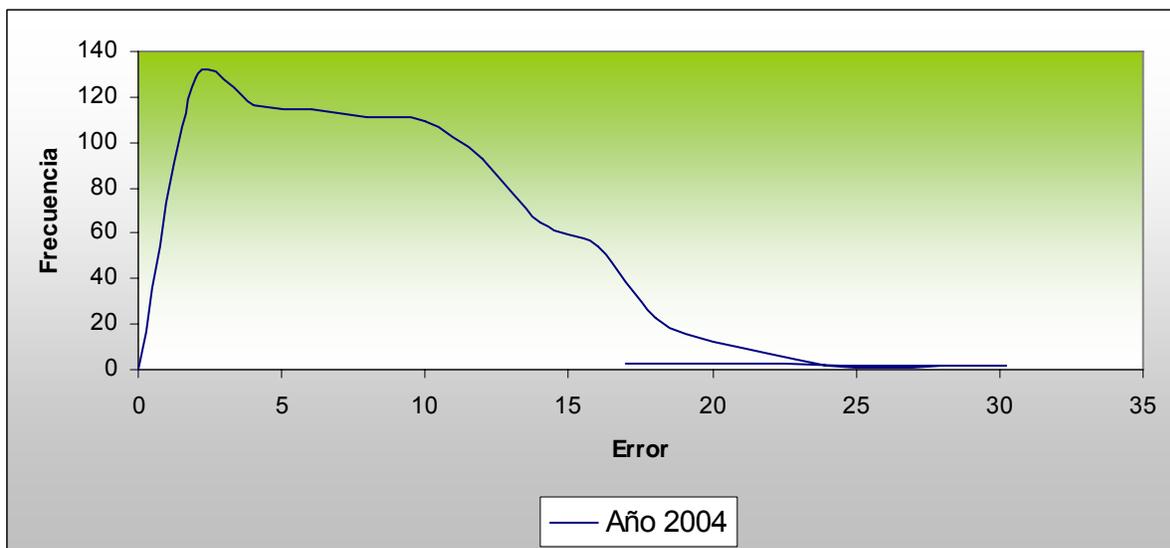


Figura 6.22 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para NG con 90% de Carga, 2004

6.8.3 Correlación para WN2 90% de carga.

La correlación obtenida para este flujo, es la siguiente:

$$WN2 = 0,2947 \times Aire \quad (6.16)$$

Las Figuras 6.23, 6.24 muestran la dispersión de los datos reales y los calculados y la Figura 6.25 la frecuencia del error calculado.

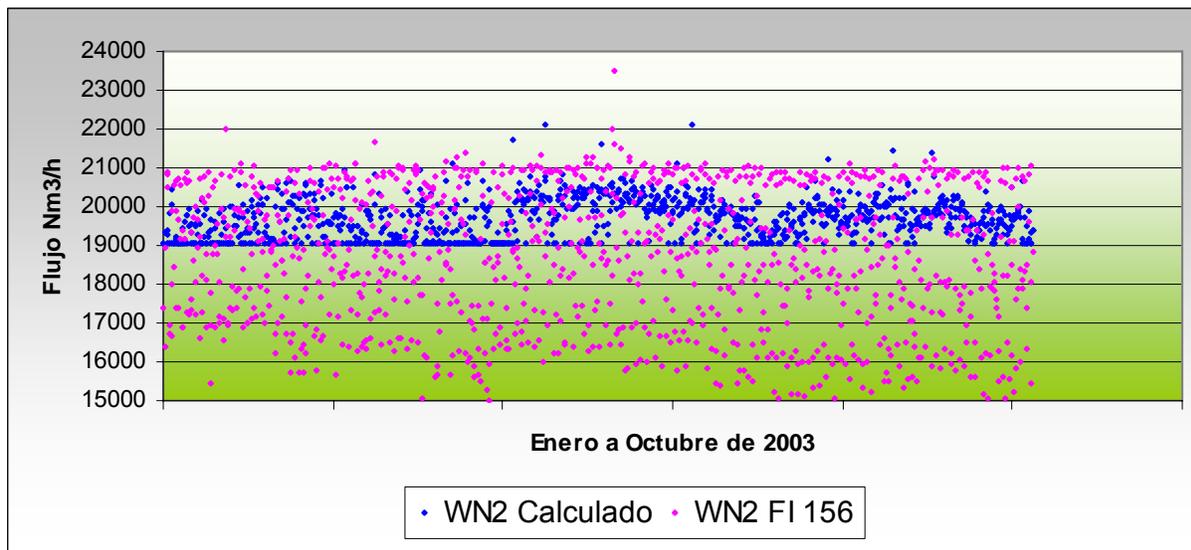


Figura 6.23 Resultados Correlación WN2 90% de Enero-Octubre 2003

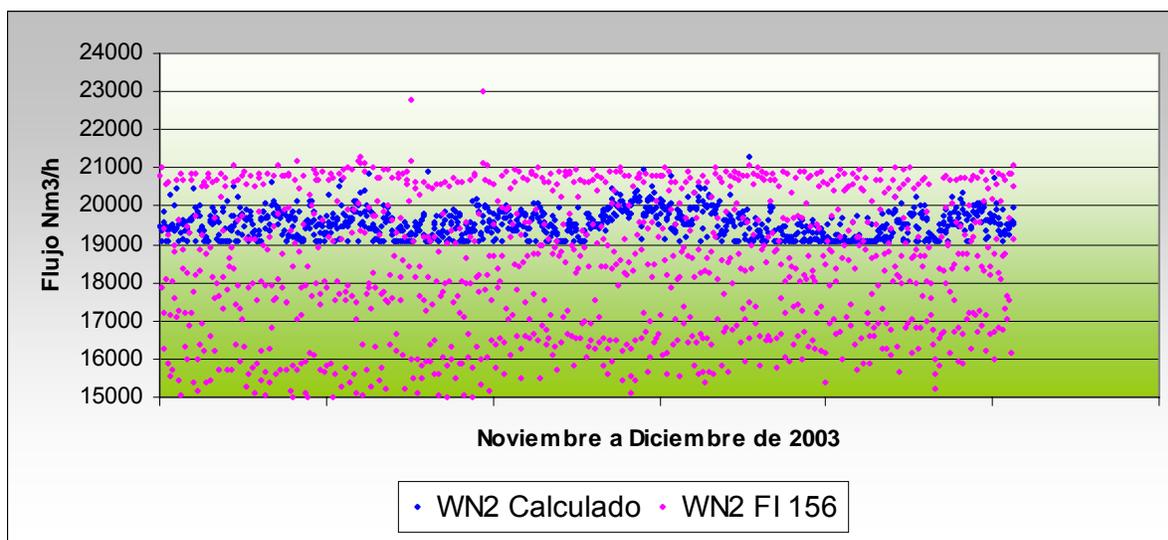


Figura 6.24 Resultados Correlación WN₂ 90% de Carga Nov-Dic 2003

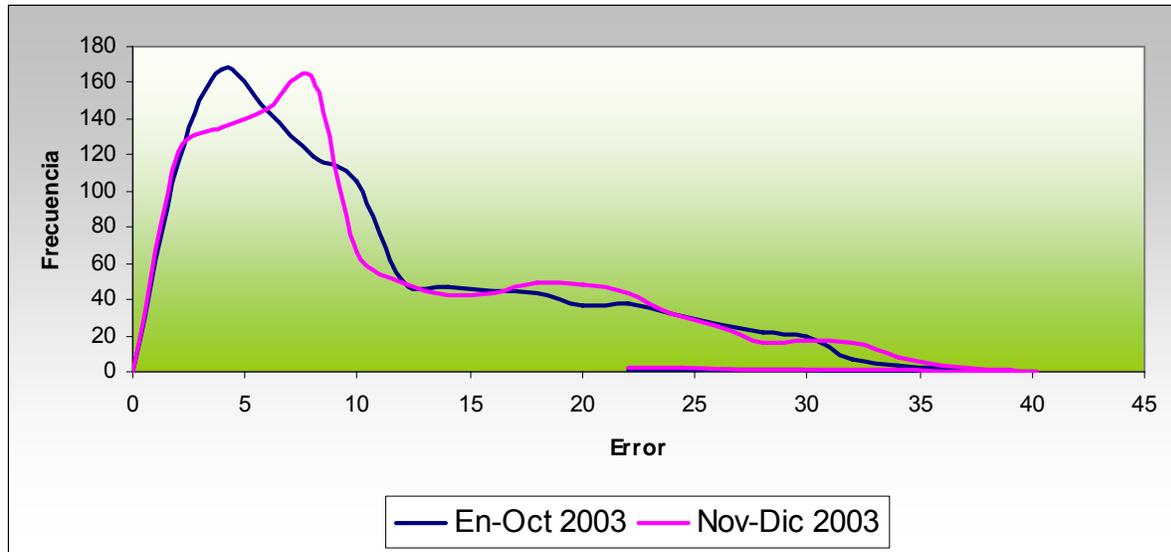


Figura 6.25 Frecuencia del Error entregado por la Correlación para WN_2 con 90% de Carga, 2003

El comportamiento de las correlaciones para Aire es bastante satisfactorio, ya que presentan errores entre 1 a 3%.

El error tanto para el NG como para el WN_2 varía entre un 2 a 12%.

6.9 Análisis de Resultados

Las correlaciones generadas a partir del modelo de balance de masa, permiten calcular los flujos más importantes que intervienen en el proceso de destilación del aire.

La comparación de los datos calculados con los reales entrega errores aceptables, entre 1 a 6%, para las correlaciones de aire a diferentes cargas. Esta correlación es la que presenta el mejor comportamiento.

Para los demás flujos, WN_2 y NG deben tomarse en cuenta los posibles errores que pudieron generarse en el registro de los datos operativos. El venteo constante a la atmósfera y fases de regeneración, en el caso del WN_2 y el período de inestabilidad operativa e instrumental (año 2004) del cual fueron obtenidos la

mayoría de los datos operativos del NG. Todos estos hechos deben considerarse en el error entregado por las correlaciones de estos dos flujos, que fueron un poco más altas que las entregadas por la correlación de aire, alrededor de 3 a 15% de error.

Las correlaciones para los flujos de Líquido Pobre y Líquido Rico no pudieron ser validadas debido a que no existe medición de caudal de estos flujos. Estas correlaciones pueden ser ajustadas por medio de una regresión lineal, luego de incorporar los instrumentos necesarios para su medición.

CAPITULO 7 NUEVA ESTRATEGIA DE CONTROL

Los cálculos de los set point remotos tienen como finalidad mantener el balance másico de la planta, permitiendo de este modo que todos los demás lazos de control se ajusten automáticamente a los requerimientos de producción.

El flujo de oxígeno producido en la POX2 es controlado, como ya se indicó en el Capítulo 3, por ajustes de presión de la válvula PV 226. Este tipo de control tiene varias deficiencias ya que al aumentar la presión por la disminución del flujo de oxígeno el rendimiento de la destilación disminuye, aumentando las pérdidas de oxígeno por el WN_2 .

La implementación de un control automático que regule la cantidad de aire que ingresa la planta según sea el requerimiento de oxígeno, permitiría reducir estas deficiencias en la operación, mejorar la calidad de los productos y lograr un ahorro energético importante.

En este capítulo se describirán los nuevos lazos de control y cálculos de los puntos de consigna remotos relacionados con el proceso de la carga de la caja fría, turbinas y compresor.

7.1 Principio de Control

De acuerdo con el requerimiento de Fundición, el caudal de producción de oxígeno gaseoso es establecido por el operador. El caudal necesario de aire para cumplir con la producción requerida se deduce por cálculo.

A continuación, de acuerdo con el caudal de aire calculado, los principales flujos del proceso (WN₂, NG, LR y LP), Figura 7.1, se ajustarán para obtener un punto óptimo operacional, a fin de mantener la pureza del oxígeno producido y lograr un ahorro de energía.

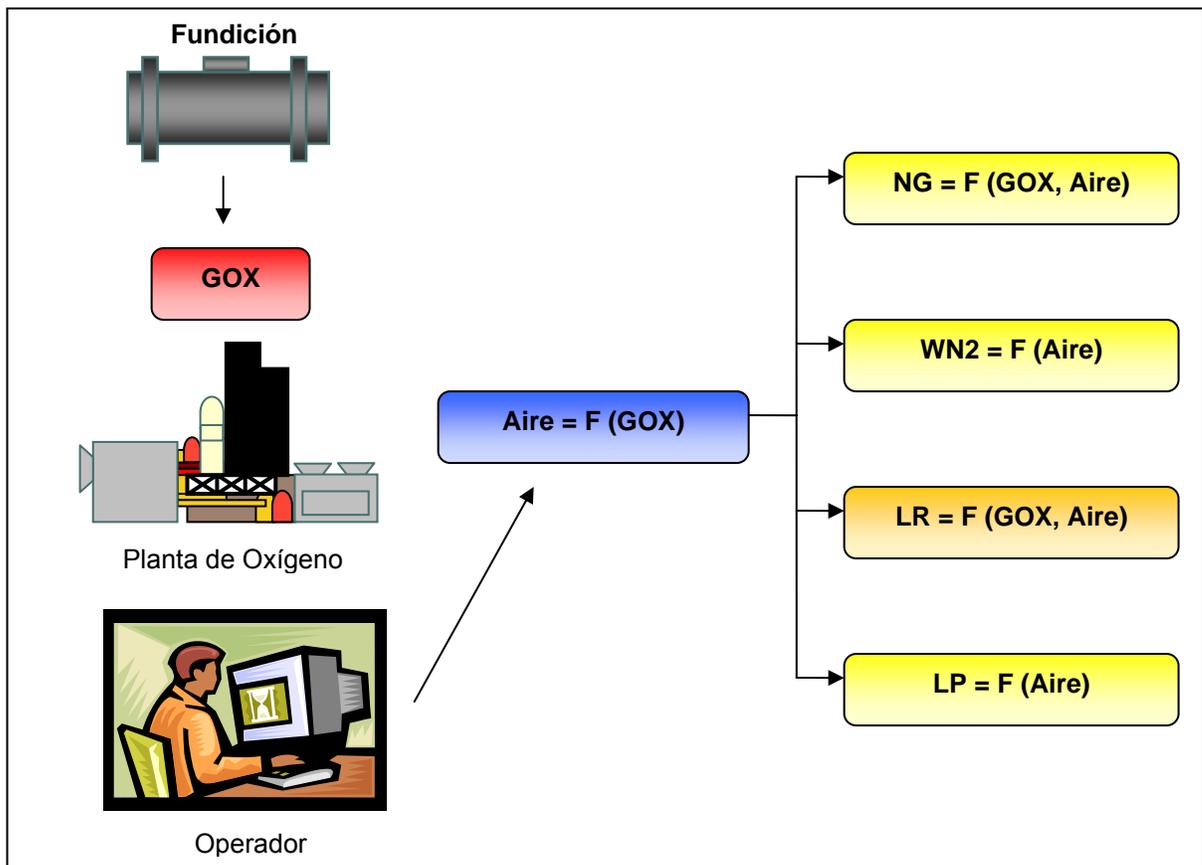


Figura 7.1 Esquema Principio de Control

La adaptación de la operación de la planta al caudal real de aire de entrada en la caja fría evita los problemas resultantes de la diferencia entre este parámetro y el caudal de aire requerido (limitación del compresor de aire, controlador de caudal de aire no operativo, etc.).

Las correlaciones se diseñan asumiendo que el caudal de oxígeno gaseoso producido por la planta alcanza el valor requerido con la planta en régimen permanente.

7.2 Control de Caudal de Aire

Este es uno de los controles más importantes que deben ser implementados a la planta. Principalmente porque a partir de este parámetro es posible aumentar la eficiencia de la operación y disminuir el gasto energético.

Como se muestra en la Figura 7.2 la apertura o cierre de los álabes del compresor tiene una directa relación con la energía eléctrica consumida.

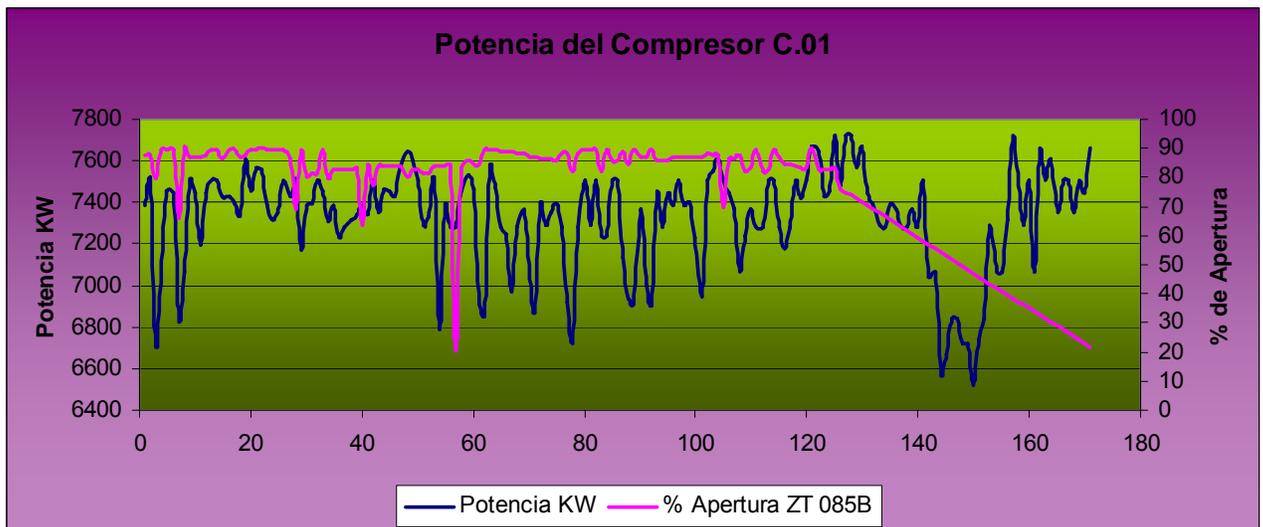


Figura 7.2 Potencia del Compresor C.01

Además del ahorro energético, el control del caudal de aire permitiría menos pérdidas de GOX por venteo, cuando el requerimiento de fundición es bajo y las capacidades de los estanques de almacenamiento se encuentren sobrepasadas.

La filosofía de Control para este equipo será la siguiente:

- De acuerdo a los caudales de producción de GOX requeridos, establecidos por el operador, el caudal de aire necesario se deduce por la ecuación 6.4 calculada en el Capítulo 6.
- $SP(FIC156) = Aire\ Total = 5.172 \times GOX$
- El valor calculado del caudal total de aire se utilizará para todos los demás cálculos de set point remotos puesto que es la referencia más estable de la carga de la planta
- El FIC156 actuará sobre los álabes del compresor C0.1 ZT 085B

Para implementar este Control Automático, sólo se necesita de la configuración en el Sistema de Control Distribuido de la planta. Los instrumentos requeridos ya están instalados, que para este caso el de mayor importancia es el sensor de flujo FE157 que se encuentra a la salida de los tamices moleculares.

La Figura 7.3 muestra la ubicación del sensor de flujo FE157 en el diagrama PID.

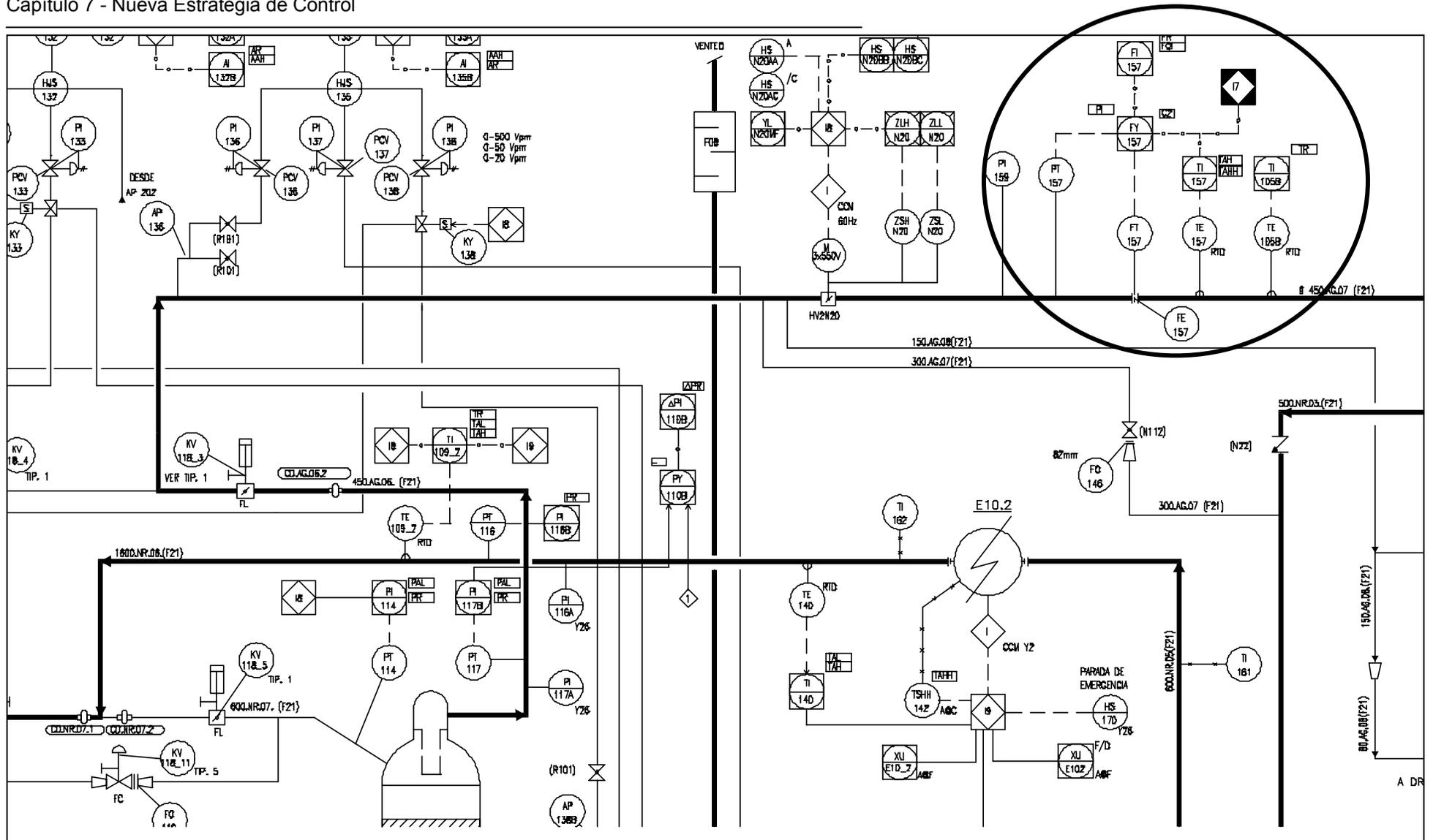


Figura 7.3 PID Medidor de Flujo FE 157

7.3 Control de caudal de NG de K01

El nitrógeno proveniente de la columna K01 es el encargado de producir el frío necesario para el proceso.

El control de este caudal, permitía licuar la cantidad de aire requerida para producir la cantidad de GOX que esté siendo solicitada por Fundición.

Por otro lado, se producirían menos pérdidas de GOX por venteo, al verse sobrepasada la capacidad de los estanques de almacenamiento.

Para calcular el flujo de NG de K01 hacia la turbina, se tomará en cuenta el caudal de aire total y la demanda de producción de oxígeno. Así se calcula el punto de consigna externo para el FIC213 que controlará el caudal de K02 que se expande y que actuará sobre las toberas (HV705/805) de las turbinas D.01/D.02:

$$NG = SP (FIC 213) = -0,03 * AIRE + 0,9839 * GOX + 7657$$

Como en el caso del compresor C.01, sólo se necesita de la configuración de la estrategia de control. Los instrumentos requeridos ya existen en la planta como es el caso del FE231A, que mide el caudal de NG. La Figura 7.4 muestra la ubicación del sensor de flujo FE231A y la Figura 7.5 el lazo de control de los álabes de la turbina en los diagramas PID.

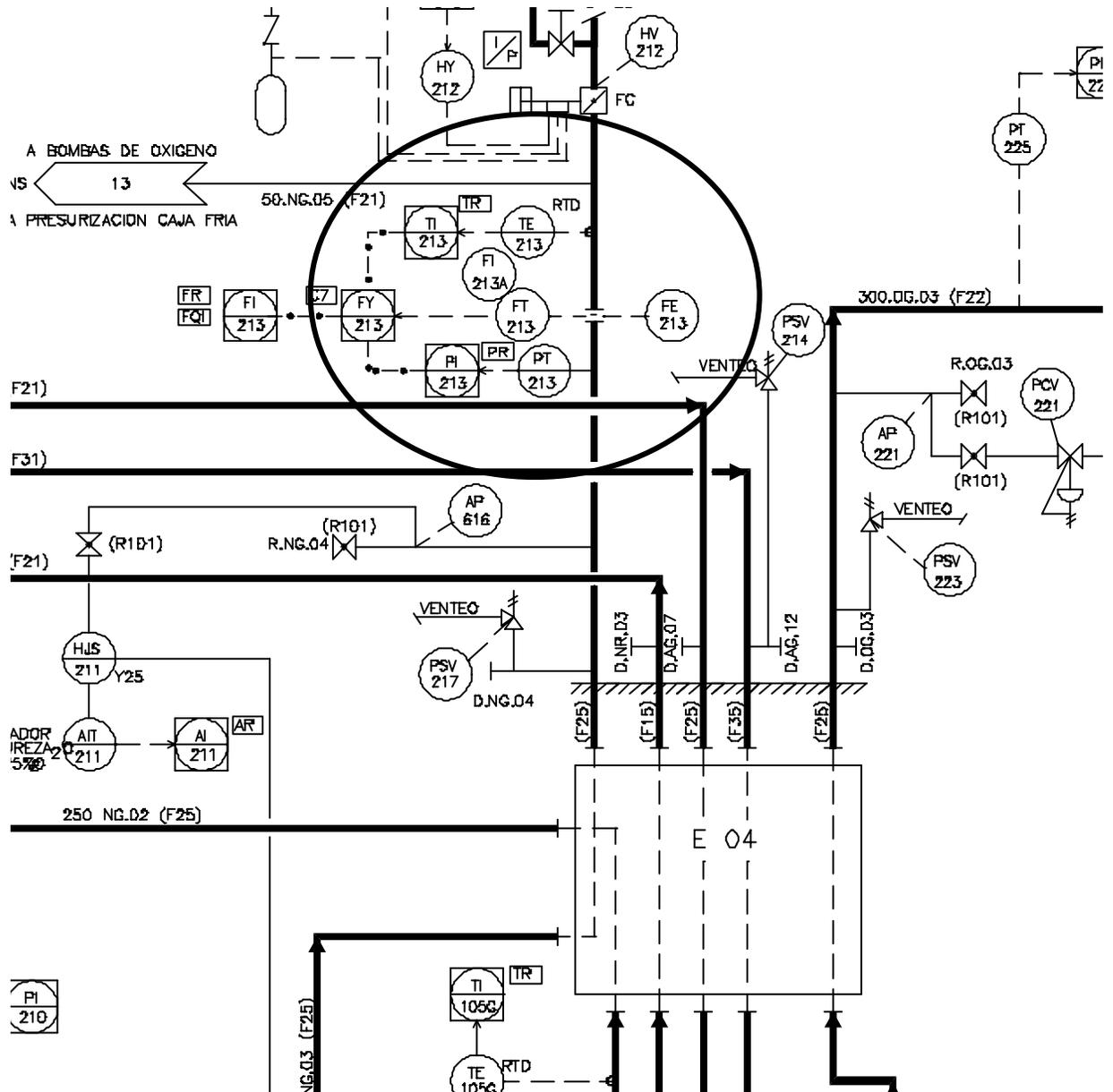


Figura 7.4 PID Medidor de Flujo FE 213

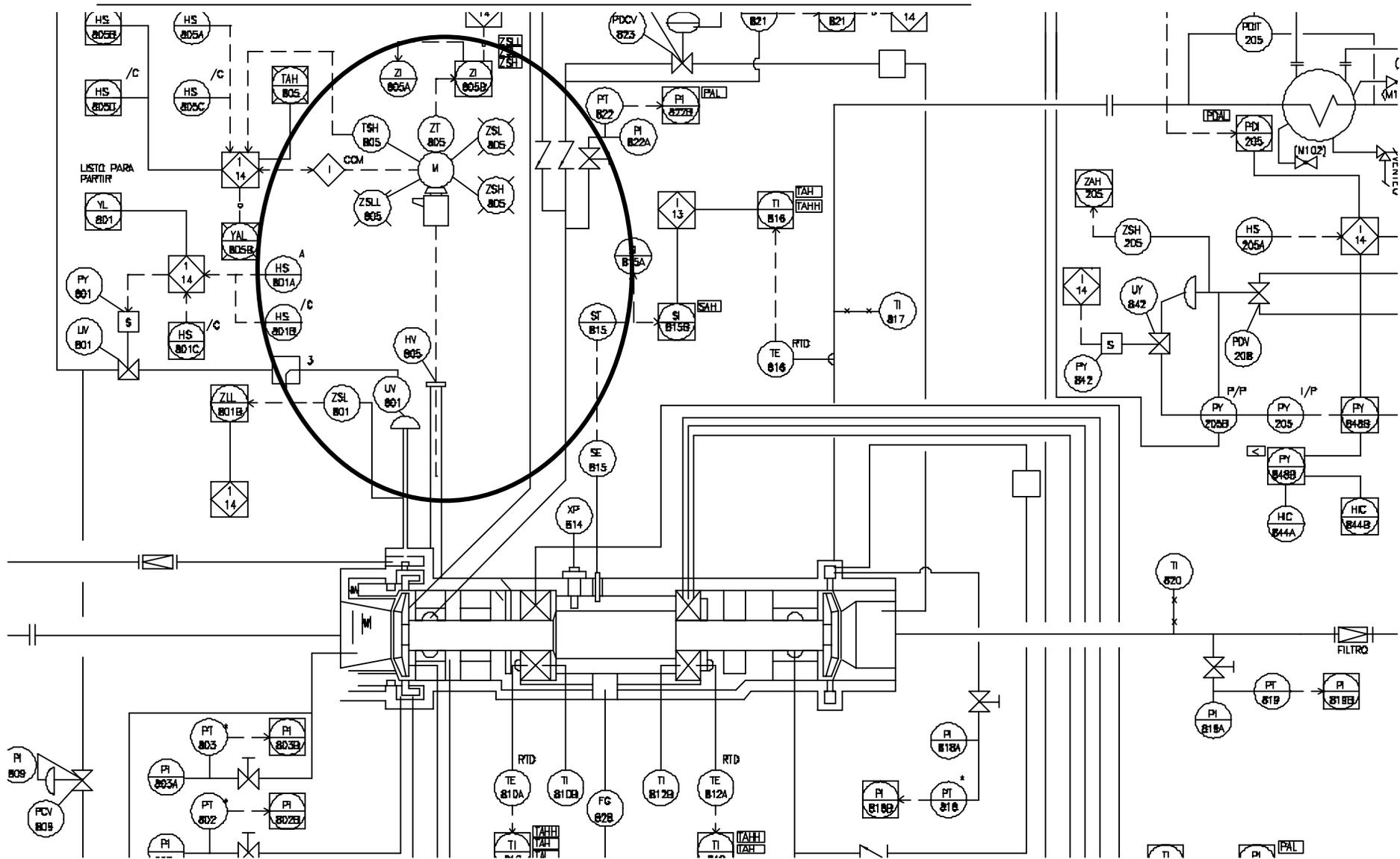


Figura 7.5 PID Tobera HV705 Turbina D.02

7.4 Control de Caudal de Líquido Pobre

El Líquido Pobre extraído de la columna K01 es luego alimentado a la columna K02 actuando como reflujo de esta.

Este caudal es controlado manualmente por el operador en las pantallas del Control Distribuido a través de la válvula automática HV 233. Esta corriente no posee un medidor de flujo, por lo tanto el operador no tiene una visión clara de la cantidad de flujo que se está ingresando a la columna K02.

La ventaja de introducir este control es que se mantendrían controladas las pérdidas de oxígeno por el WN_2 al mantener el balance másico en la columna K02.

Para lograr realizar un control automático de esa corriente es necesario instalar un sensor de flujo.

El principio de control para este flujo será de la siguiente manera:

El Líquido Pobre extraído de la parte superior de la columna K01 de MP será controlado por el FIC 233, que actuará sobre la válvula FV 233

El Punto de Seteo del FIC 233 se calcula en función del caudal de aire total para ajustar la razón de reflujo de esta columna:

- $LP = SP(FIC233) = 0.1839 \times \text{Aire Total}$

La Figura 7.6 muestra la ubicación de la válvula HV 233 en el diagrama PID.

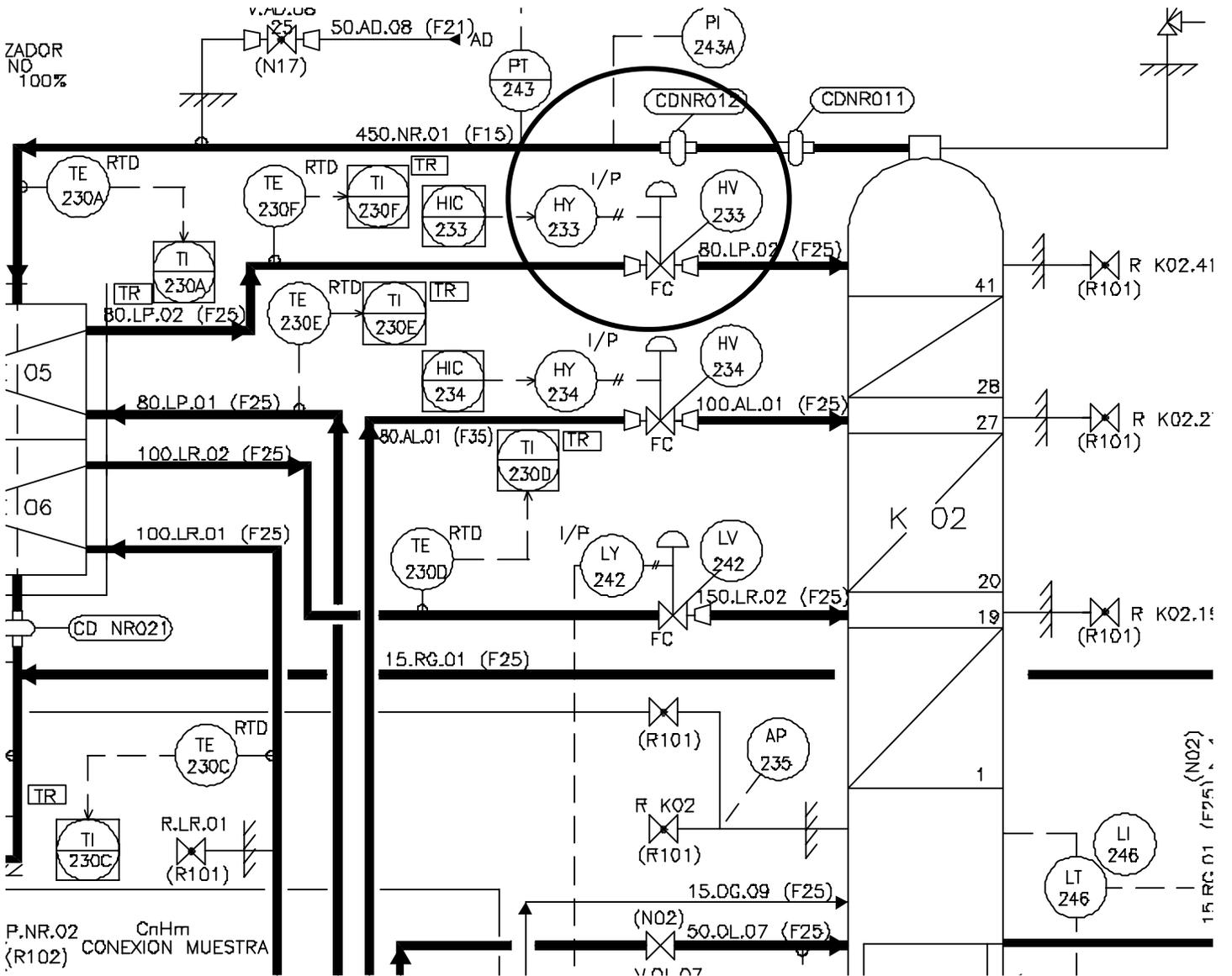


Figura 7.6 PID Válvula HV 233

7.5 Control del Caudal de Líquido Enriquecido y Control de Nivel (LR)

El Líquido Enriquecido extraído del fondo de la columna K01 de MP se utiliza en régimen permanente para mantener el nivel del fondo de la columna y el balance de material.

La válvula LV242 controla el flujo de alimentación a K02 y es controlada automáticamente por el controlador de nivel LIC242 que mantiene el nivel de la columna de media presión K01.

En la Figura 7.7 se muestra una comparación del control de nivel que posee la Columna K01 de POX3 y de K01 de POX2

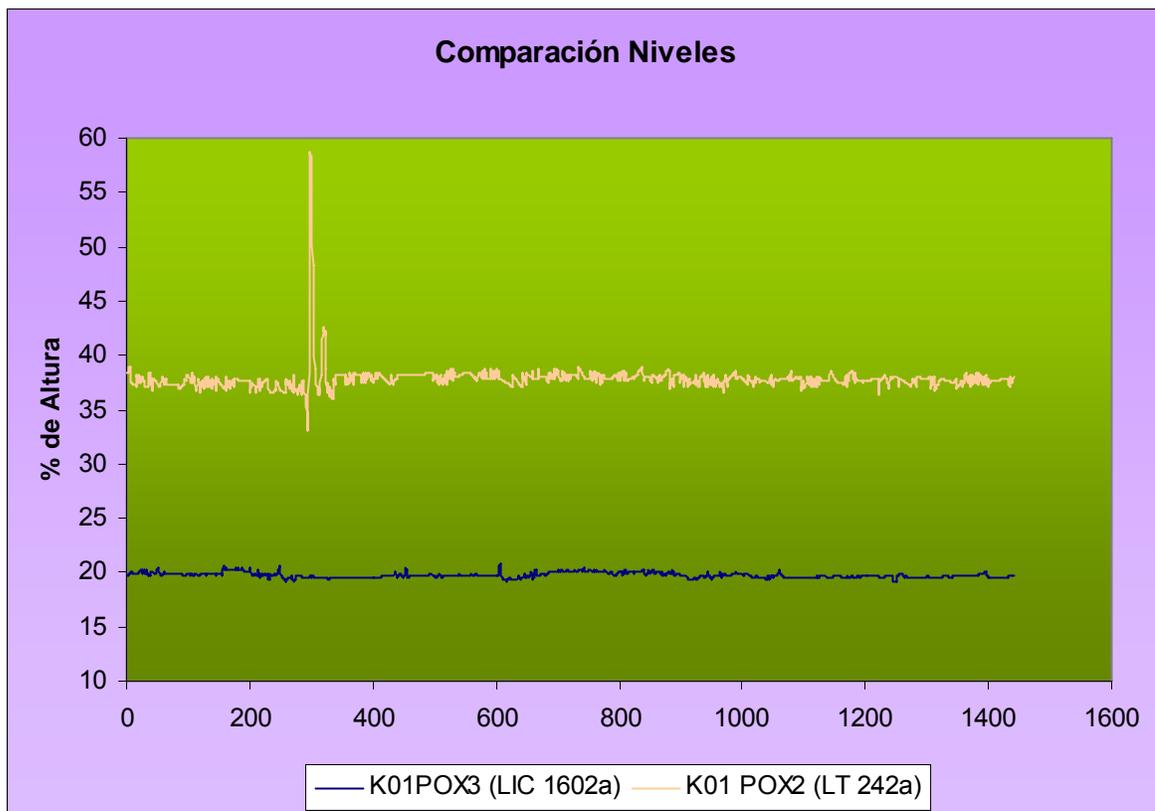


Figura 7.7 Gráfica Comparación de Niveles K01 de POX3 y POX2

Como puede apreciarse la fluctuación del nivel de la columna K01 de POX2 es mayor, lo que hace necesario cambiar la configuración del control de nivel de esta columna. Además la adición del control por flujo permite obtener un flujo constante hacia K02.

Como en el caso de la corriente de Líquido Pobre, esta corriente no posee un medidor de flujo.

Por lo tanto esta corriente también necesita de un sensor de flujo para mejorar el control de esta columna.

La estrategia de control, será la siguiente: se controlará principalmente por el controlador de caudal FIC242. El punto de consigna se calcula en función del caudal de aire total calculado:

$$LR = SP(FIC242) = -0,0766 \times \text{Aire Total} + 2,611 \times GOX$$

Este punto de consigna es corregido continuamente por el controlador de nivel LIC242 de LR que ajusta el punto de consigna enviado al FIC242:

$$SP(FIC242) = -0,0766 \times \text{Aire Total} + 2,611 \times GOX + (LIC242)_{\text{salida}}$$

Donde el intervalo de salida del (LIC242) es del +/-10% del caudal de diseño del LR.

La Figura 7.8 muestra el lazo de control y la ubicación de la válvula LV242.

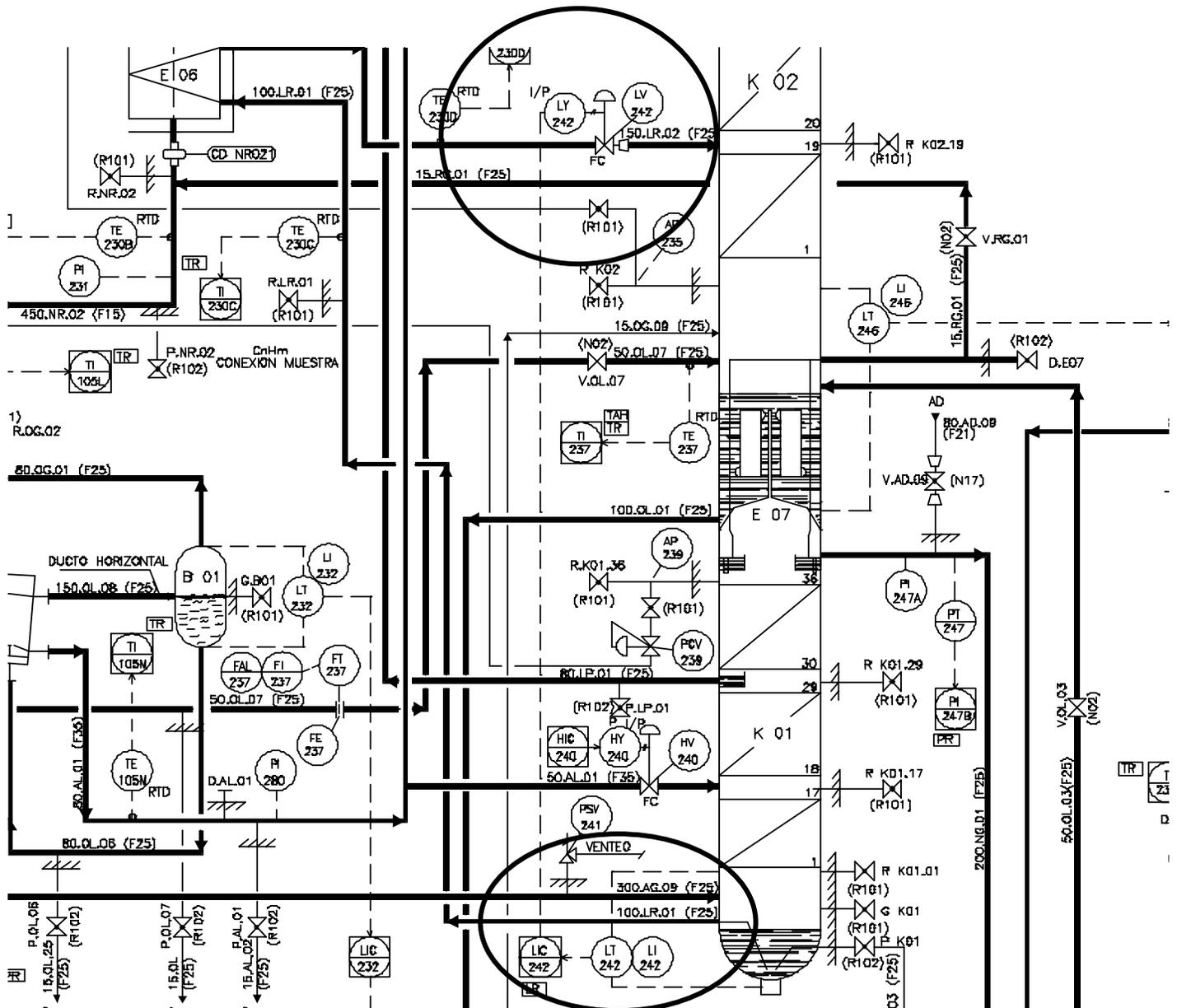


Figura 7.8 PID Control de Nivel y Válvula LV 242

En la Figura 7.9 se muestra un esquema simplificado de la propuesta de control para las columnas

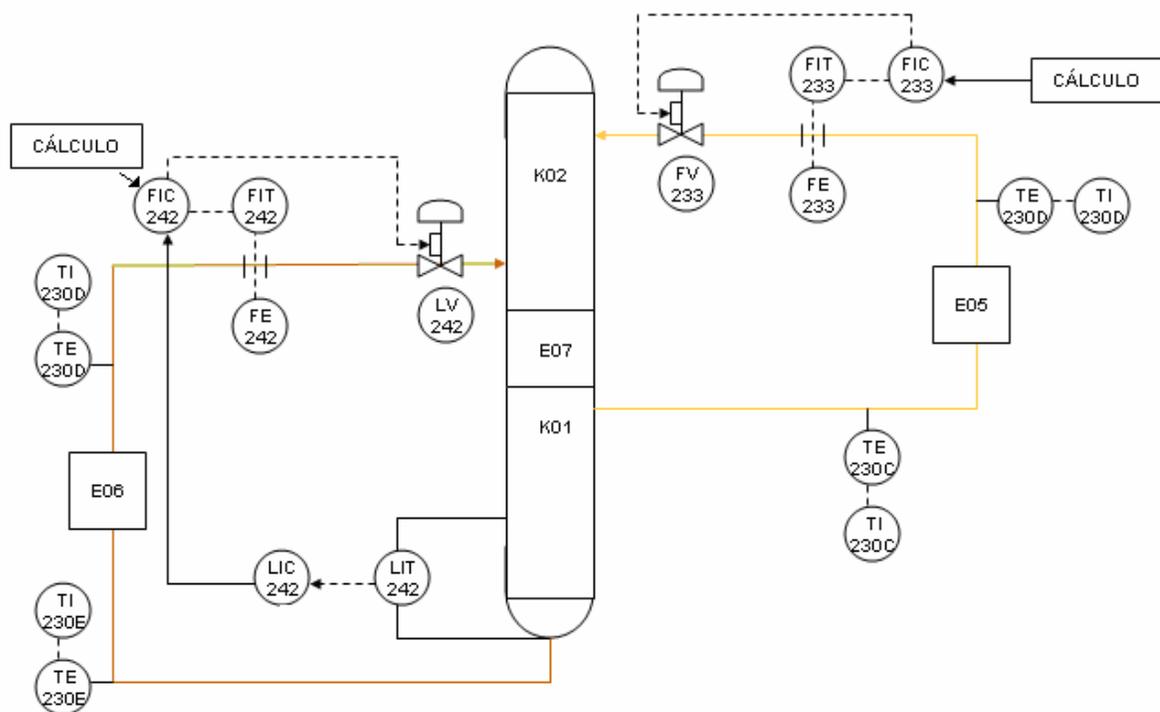


Figura 7.9 Esquema Lazos de Control para Líquido Rico y Líquido Pobre

7.6 Control de Caudal de Nitrógeno Residual (WN₂ K02)

Una parte del Nitrógeno Residual (WN₂) se utiliza para la regeneración de los recipientes de purificación del aire R.01A/R.01B (o se purga cuando los dos recipientes están en paralelo). El caudal total es función del balance de material de la planta.

Durante las fases de regeneración, el controlador FIC156 regulará el caudal de regeneración actuando sobre el PIC156 que controla la presión del nitrógeno residual a la entrada de los recipientes. Este controlador actuará sobre la válvula de nitrógeno residual a R.01A/R01B, PV201.

En la Figura 7.10 es muestra un esquema del nuevo lazo de control para la válvula PV 201.

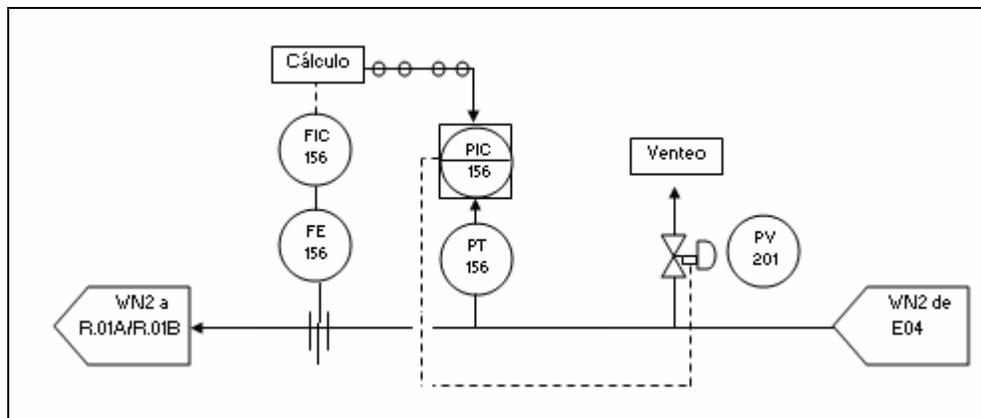


Figura 7.10 Esquema Lazo de Control para WN2.

El punto de consigna del caudal de regeneración se calcula en función del caudal de aire total calculado:

$$WN_2 = SP(FIC156) = 0,3735 * \text{Aire}$$

En este caso sólo se necesita de la configuración del principio de control para este flujo.

7.7 Instrumentación Adicional

Con el accidente ocurrido el 2004, la mayor parte de los instrumentos de la Caja Fría fueron renovados.

Luego, en la puesta en marcha de la planta en octubre de 2007, se renovaron los instrumentos que se encontraban defectuosos. Por otro lado, las válvulas implicadas en la propuesta de control, son todas automáticas, por lo tanto, es no es necesaria la adquisición de nuevas válvulas.

De esta manera, para lograr implementar la nueva filosofía de control, sólo es necesaria la adquisición de dos medidores de flujo para las corrientes de reflujo de la columna de destilación, las cuales son llamadas Líquido Pobre y Líquido Rico.

Estos instrumentos deben soportar temperaturas de alrededor de -170°C y presiones por sobre los 6 bar. También debe considerarse las composiciones de los fluidos a medir. Nitrógeno líquido con una pureza del 94% en el caso del líquido Pobre y Oxígeno líquido con una concentración del 38%.

7.71 Características de los Equipos

Los fluidos que deben ser medidos por los instrumentos se encuentran a temperaturas, bajo los -170°C . Por lo tanto, se requiere de instrumentos que resistan estas condiciones extremas de temperaturas.

Además como los instrumentos están ubicados al interior de la caja fría deben estar provistos de un transmisor por cañería, capilar o tubín para llevar la información hasta el Sistema de Control Distribuido de la planta.

Las características de los instrumentos se muestran a continuación.

Líquido Pobre

| | | |
|------------|-------------------------|--|
| | Número de TAG | FE 233 |
| Servicio | Fluido | LIQUID NITROGEN |
| | Condiciones de Servicio | FLUJO NORMAL (NM3/H): 25990 TEMPERATURA DE SERVICIO (°C): -174.5 PRESIÓN DE SERVICIO (BAR):6,7 |
| | Diámetro Nominal | 80 mm |
| PIPING | Instalación | VERTICAL |
| | Tipo de Flange | WITHOUT |
| CONNECTION | UPSTREAM | 2000 mm |
| | DOWNSTREAM | 1000 mm |
| | PRESS. CONNECT. LENGHT | UPSTREAM : 25 mm / DOWNSTREAM : 25 mm |
| MATERIAL | ORIFICE PLATE | STAINLESS STEEL |
| | ORIFICE SUPPORT | WITHOUT |
| | FLANGES | WITHOUT |
| | GASKETS | WITHOUT |
| | BOLTING SCREW OR STEM | WITHOUT |
| | NUTS | WITHOUT |
| | WELDINGS LUGS | WITHOUT |
| | | SPECIFICATION INSTRUMENT |
| | | ORIFICE PLATES |

Líquido Rico

| | | |
|------------|-------------------------|---|
| | Número de TAG | FE 242 |
| Servicio | Fluido | LIQUID OXYGEN |
| | Condiciones de Servicio | FLUJO NORMAL (NM3/H): 11000 TEMPERATURA DE SERVICIO (°C): -188 PRESIÓN DE SERVICIO (BAR): 6,8 |
| PIPING | Diámetro Nominal | 100 mm |
| | Instalación | VERTICAL |
| CONNECTION | Tipo de Flange | WITHOUT |
| | UPSTREAM | 2000 mm |
| | DOWNSTREAM | 1000 mm |
| | PRESS. CONNECT. LENGHT | UPSTREAM : 25 mm / DOWNSTREAM : 25 mm |
| MATERIAL | Placa Orificio | STAINLESS STEEL |
| | ORIFICE SUPPORT | WITHOUT |
| | FLANGES | WITHOUT |
| | GASKETS | WITHOUT |
| | BOLTING SCREW OR STEM | WITHOUT |
| | NUTS | WITHOUT |
| | WELDINGS LUGS | WITHOUT |
| | | SPECIFICATION INSTRUMENT |
| | ORIFICE PLATES | |

7.8 Conclusiones

El cálculo y enlace de los diferentes puntos de control están sujetos al balance másico de la planta, cuya variable principal es el flujo de aire. A partir del cálculo de aire que se necesita para producir la cantidad de GOX que es requerida por fundición, los principales flujos que intervienen en el proceso, WN2, NG, LP y LR, son calculados. El factor calculado por la correlación de cada flujo será el punto de consigna de las válvulas que controlarán los caudales de las corrientes ya mencionadas.

La implementación de esta filosofía de control, proporcionaría al proceso una mayor estabilidad y eficiencia operacional, menores fluctuaciones de nivel y un ahorro energético importante.

CAPÍTULO 8 EVALUACIÓN ECONÓMICA

8.1 Costos Asociados

8.1.1 Capital de Inversión

A continuación se presenta los costos de equipos e instalaciones necesarias. Cabe mencionar, que los instrumentos que deben instalarse estarán localizados al interior de la caja fría, la cual se encuentra sellada y protegida con aislamiento.

| Tabla 8.1 Costo Instrumentos | |
|-------------------------------------|---------------------|
| Instrumento | Costo [US\$] |
| Placa orificio LR | 3.500 |
| Placa orificio LP | 2.500 |
| Total Instrumentos | 6.000 |

| Tabla 8.2 Costo Asociados a Equipos | |
|--|---------------------|
| ITEM | Costo [US\$] |
| Instalación de instrumentos y cañería | 30.000 |
| Cañerías | 1.500 |
| Configuración Flujómetros | 800 |
| Configuración Compresor | 2.500 |
| Configuración Compresor-Turbina | 2.500 |
| Total Costos | 37.300 |

| | |
|-----------------------|--------|
| Total Capital Directo | 43.300 |
|-----------------------|--------|

| Tabla 8.3 Otros gastos | |
|-------------------------------|---------------------|
| ITEM | Costo [US\$] |
| Ingeniería | 100.000 |
| Imprevistos y Contingencias | 20.000 |
| Total Otros gastos | 120.000 |

| | |
|---------------------------------|---------|
| Total Capital Fijo de la Planta | 163.300 |
|---------------------------------|---------|

| | |
|--------------------|--------|
| Capital de trabajo | 16.330 |
|--------------------|--------|

| | |
|----------------------------|---------|
| Capital Total de Inversión | 179.630 |
|----------------------------|---------|

8.1.2 Costos de Producción

Los gastos de la planta, tales como: insumos, administración, mantención entre otros, fueron obtenidos del Sistema SAP. Los datos corresponden al año 2003, periodo en el cual la planta se encontraba en operación.

En las siguientes tablas se muestran los costos e ingresos. Para actualizar los dólares, se utilizó el IPM de los años 2003 y 2007, los cuales fueron 138,2 y 174,4 respectivamente.

| Tabla 8.4 Costos de Producción | | |
|---------------------------------------|------------------------|------------------------|
| ITEM | Costo US\$ 2003 | Costo US\$ 2007 |
| Mantención y Reparación | 487.246 | 614.874 |
| Energía Electrica | 2.883.829 | 3.639.217 |
| Agua | 93.446 | 117.924 |
| Otros Suministros | 595 | 751 |
| Apoyo a la Producción | 33.645 | 42.458 |
| Servicio a las personas | 12.692 | 16.016 |
| Servicios varios internos | 52.088 | 65.732 |
| Adm areas Prod. Serv. Tecn. | 8.443 | 10.655 |
| Gastos de Administración | 32.421 | 40.913 |
| Servicios de Administración | 40.864 | 51.568 |
| Gastos primarios | 414.330 | 522.859 |
| Total | 4.059.600 | 5.122.968 |

8.1.3 Gastos Planta en Stand By

En los periodos en que la planta se encuentra detenida, ésta necesita de inspección, mantención y reparación de equipos. Además cada 3 meses el compresor de Aire Sulzer debe ponerse en funcionamiento.

En estos periodos, se producen los gastos mostrados en la Tabla 8.7

| Tabla 8.7 Gastos Planta Detenido | |
|---|----------------|
| ITEM | US\$ |
| Servicios Varios | 6.211 |
| Depreciación | 576.326 |
| Servicios de administración | 59.204 |
| Mantenimiento y Reparación | 15.164 |
| Energía eléctrica | 26.216 |
| Potencia Instalada | 208.544 |
| Total | 891.665 |

8.2 Evaluación Económica

Para determinar la factibilidad del proyecto, se analizó en primer lugar los beneficios que éste produciría en los costos de producción del oxígeno. Luego, a partir de la estimación de la inversión, ingresos y costos de operación, se desarrollará el flujo de dinero el sistema operativo de la planta. Esta circulación de dinero es conocida como Flujo de Caja e involucra los ingresos y egresos que se tienen en un año de operación.

8.2.1 Beneficios

Los principales beneficios que podría entregar la automatización de la planta, están relacionados principalmente con los costos de mantenimiento y reparación de los equipos y la disminución del consumo eléctrico.

Para analizar esta situación, se recurrió a los datos disponibles de la planta del año 2003. Se escogió este año, porque en ese entonces POX2 se encontraba operativa, y además es el año que presenta las condiciones más estables de operación y del cual se podían recoger más datos.

En la Figura 8.1, se muestra el comportamiento inestable del GOX producido por la planta. Se han eliminado los datos dispersos, los cuales pueden deberse a una mala medición de los instrumentos o mala entrega de datos.



Figura 8.1 Flujo de GOX producido (FI 226A), año 2003

Al incorporar la nueva lógica de control, es posible disminuir considerablemente estas oscilaciones de flujo. Por otro lado, se disminuirían las pérdidas por venteo de GOX cuando los estanques de almacenamiento vean sobrepasada su capacidad.

Una aproximación de la disminución de los gastos por consumo energético, se muestra a continuación, donde se ha calculado un valor representativo del flujo de GOX y se ha calculado las desviaciones estándar

| Tabla 8.8 Ahorro Energético | | |
|----------------------------------|--------------|----------|
| Producción de Oxígeno año 2003 | 122.852,00 | Ton/año |
| Promedio | 11.275,13 | Nm3/h |
| Desviación | 1.243,03 | Nm3/h |
| Índice de Consumo | 0,44 | Mwh/ton |
| Consumo Eléctrico Total año 2003 | 53.794,10 | Mwh/año |
| Valor Mwh | 53,00 | US\$ |
| Gasto Total | 2.851.087,35 | US\$/año |
| Ahorro de Oxígeno | 15.634,63 | Ton/año |
| Ahorro | 362.840,54 | US\$/año |

Al actualizar el ahorro a dólares 2007, se obtiene un valor de US\$ 457.883.

8.3 Análisis de Resultados

El proyecto de Automatización de Planta de Oxígeno N°2 tiene una inversión de aproximadamente US\$170.630. El costo de inversión resulta bastante bajo debido a los pocos instrumentos que se necesitan instalar y de que no son necesarios muchos de los estudios preliminares para llevar a cabo la implementación de la estrategia de control, ya que mucha información relacionada con la configuración de los lazos y de los equipos puede obtenerse de la Planta de Oxígeno N°3.

Al implementar la nueva estrategia de control, se lograría un ahorro importante de GOX venteado a la atmósfera y de consumo energético en el compresor C.01. La estimación en ahorro de GOX venteado arrojó un valor de alrededor de US\$ 460.000. Comparando con la inversión, puede concluirse que el proyecto es bastante rentable.

CONCLUSIONES

Los beneficios cuantificables que podría traer la automatización de Planta de Oxígeno N°2, están relacionados principalmente a la disminución del consumo energético, es decir a reducir el índice de consumo específico por tonelada de oxígeno producido. Pero también es de suma importancia recalcar el aumento indiscutible de la eficiencia del manejo operacional que se lograría al implementar esta nueva filosofía de control.

Mediante el análisis de los lazos de control que posee actualmente POX-2 fue posible detectar cuales son los controles adicionales que deben incorporarse a la planta, para de esta manera aumentar la eficiencia operacional del proceso y mantener la estabilidad de este. Los controles que deben añadirse son: Control de Caudal de Aire, Control de Caudal de Reflujo de Líquido Pobre y Control de Caudal de NG. Además existen dos controles automáticos que pueden ser mejorados a través de la adición de un factor de flujo a la señal del controlador, estos controles son: Control de Nivel de Líquido Rico y Control de Caudal y Venteo de WN_2 .

El modelo de la columna de destilación permite calcular el flujo de aire que se necesita para producir una cantidad determinada de GOX. Además, muestra las condiciones teóricas a las que deben ingresar las alimentaciones en cada columna, para mantener el balance energético del sistema.

Por medio del análisis de las rectas operativas de cada columna fue posible visualizar las consecuencias que tienen las variaciones de las condiciones de alimentación, de reflujo y requerimiento de GOX en el proceso de destilación.

El requerimiento de GOX es uno de los factores que afecta de manera más significativa el rendimiento de extracción de oxígeno. La planta al no poseer un

control automático que regule el ingreso de aire al proceso, controla el GOX producido disminuyendo la entrega de éste a fundición, con la consecuencia inmediata de disminuir considerablemente el rendimiento, al aumentar por sobre el 15% las pérdidas de oxígeno por el WN_2 .

Esta deficiencia se vería totalmente superada al controlar el ingreso de aire mediante la configuración automática de los álabes el compresor que permitiría la entrada óptima de aire para la cantidad de GOX que se necesita producir.

La filosofía de control propuesta tiene su base en las correlaciones obtenidas del modelo de la columna de destilación. A partir de estas ecuaciones, las corrientes más importantes del proceso mantienen constante el balance másico de la planta, al ser controladas por un set point remoto que conecta cada una de estas variables con el eje principal de control: el aire calculado a partir del requerimiento de GOX.

Este proyecto tiene una inversión de aproximadamente US\$ 170.630. El ahorro estimado que produciría la implementación de esta estrategia sería de alrededor de US\$ 460.000 al año.

Adicionalmente a los resultados de este trabajo, se recomienda lo siguiente:

- Como en la actualidad no se dispone de datos operativos de los flujos de Líquido Pobre y Líquido Rico para poder comparar las correlaciones, cuando se incorporen los instrumentos necesarios, las correlaciones pueden corregirse por medio de regresiones lineales de los datos operativos. En caso de existir mayores diferencias en las ecuaciones de los flujos restantes, también es posible modificarlas con este método.

- Se recomienda incorporar el medidor de presión PI 229 al panel de control. Este sensor, mide la presión de entrada del aire líquido que ingresa a ambas columnas. Al poseer este dato en pantalla se tendría una visión más clara de la condición a la que esta ingresando el aire a las columnas, y evitar así subidas de nivel inesperada.
- Otro dato importante que no se registra en la base de datos, es el consumo eléctrico del Compresor Sulzer, del cual sólo existen registros en las bitácoras de la planta.

REFERENCIA BIBLIOGRAFICA

- 1) Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Proceso Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).
- 2) Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Operaciones Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).
- 3) Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Equipos Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).
- 4) Codelco-Chile, División El Teniente, "Manual de Prácticas Operacionales Planta de Oxígeno N°2", (Octubre 2004).
- 5) G. V. Reklaitis, D. R. Daniel, "Balances de Materia y Energía", McGraw-Hill, 1ª Edición, Ciudad de México, México, (1989).
- 6) J.M.Smith, H.C Van Ness, M.M. Abbott, "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", 5ª Edición, Ciudad de México, México, (1997).
- 7) R.H. Perry, D.W. Green, J.O. Maloney, "Perry's Chemical Engineers Handbook", 7ª Edición, Nueva York, estados Unidos, (1997)
- 8) R.E. Treybal, "Operaciones de Transferencia de Masa", 2da Edición, Ciudad de México, México, (1988).
- 9) A. Marcilla Gomis, "Introducción a las Operaciones de Separación, Cálculo por etapas de Equilibrio", Universidad de Alicante, Edición Electrónica.
- 10) "Termodinámica Aplicada a Procesos Criogénicos", Vicerrectoría Académica, Dirección General de Asistencia Técnica.

- 11) Air Liquide, "Separación de Los Gases del Aire Por Destilación", Capacitación Planta Oxinor, Antofagasta, (2001)
- 12) Charles D. Holland, "Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponente", Limusa, México.
- 13) Dodge and Dunbar, "Circulation Method", Journ. AMER. Chem. oc. 49, 591, (1927).

ABREVIATURAS

PFD: Process Flow Diagram (Diagrama de flujo del proceso)

PID: Process Instrumentation Diagram (Diagrama de instrumentación del Proceso)

PI SYSTEM: Sistema de Información en línea de las Plantas

POX-2: Planta de Oxígeno N°2

POX-3: Planta de Oxígeno N°3

LOX: Oxígeno Líquido

GOX: Oxígeno Gaseoso

NG: Nitrógeno Gaseoso de Media Presión

WN2: Nitrógeno Gaseoso de Baja Presión

LR: Líquido Rico

LP: Líquido Pobre

MP: Media Presión

BP: Baja Presión

ANEXO A BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

A.1. Planteamiento de Ecuaciones para el Balance de Energía.

Suposiciones:

- Se desprecia el efecto de la presión sobre la entalpía de los líquidos.
- Las temperaturas de todos los flujos son conocidas así como sus composiciones
- La base de Entalpía utilizada es de 25° C, 1 atm, estado gaseoso.

Para el cálculo de las capacidades caloríficas de las corrientes se utiliza la siguiente correlación:

$$C_p \cdot \Delta T = A \cdot (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} \cdot (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} \cdot (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} \cdot (T_2^4 - T_1^4) + \frac{E}{5} \cdot (T_2^5 - T_1^5)$$

Donde:

$$C_p \cdot \Delta T = \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$T = [K]$$

Constantes para estado gaseoso

| Componentes | A | B | C | D | E |
|-------------|---------|------------|---------------|-------------|---------------|
| Nitrógeno | 29,4119 | 0,00300681 | - 5,45064E-06 | 5,13186E-09 | - 4,25308E-12 |
| Oxígeno | 29,8832 | -0,0113842 | 4,33779E-05 | 3,70082E-09 | - 1,01006E-11 |

| | | | | | |
|-------|---------|---|---|---|---|
| Argón | 20,7723 | 0 | 0 | 0 | 0 |
|-------|---------|---|---|---|---|

Para el cálculo de los calores de vaporización se utiliza la Correlación de Watson.

$$\lambda_T = \lambda_{TEN_i} \cdot \left(\frac{T_{C_i} - T}{T_{C_i} - TEN_i} \right)^{0,38}$$

Constantes de Watson.

| | Ten (K) | Delta ten | Tc (K) |
|-----------|---------|-----------|---------|
| Nitrógeno | 77,361 | 5577,5 | 126,271 |
| Oxígeno | 90,181 | 6820,5 | 154,781 |
| Argón | 87,291 | 6527 | 150,651 |

Balance Global de energía

$$H_{aire} \cdot F_{aire} = H_{LOX} \cdot F_{LOX} + H_{WN2} \cdot F_{WN} + H_{NG} \cdot F_{NG}$$

Donde:

$$H = \sum z_i \cdot Cp_i \cdot \Delta T - \lambda_i \cdot \% L \cdot x_i$$

Cálculo Entalpías Corriente De Oxígeno Líquido (LOX)

Datos:

| | |
|---------------|---------------------|
| Flujo | : 522,025 Kmol/h |
| % de Líquido | : 100 |
| Temperatura | : -177.85° C |
| | : 95,3 K |
| Composiciones | : ZN2 = 0,021489392 |
| | : ZO2 = 0,950308893 |

$$: Zar = 0,028199799$$

Nitrógeno:

$$Cp_{N_2} \cdot \Delta T = 29,8832 \cdot (95,3 - 298,15) + \frac{-0,0113842}{2} \cdot (95,3^2 - 298,15^2) \\ + \frac{4,33779E - 05}{3} \cdot (95,3^3 - 298,15^3) + \frac{-3,70082E - 09}{4} \cdot (95,3^4 - 298,15^4) \\ + \frac{1,01006E - 11}{5} \cdot (95,3^5 - 298,15^5) \\ Cp_{N_2} \cdot \Delta T = -5.900,83 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Oxígeno:

$$Cp_{O_2} \cdot \Delta T = 29,4119 \cdot (95,3 - 298,15) + \frac{-0,00300681}{2} \cdot (95,3^2 - 298,15^2) \\ + \frac{5,45064E - 06}{3} \cdot (95,3^3 - 298,15^3) + \frac{5,13186E - 09}{4} \cdot (95,3^4 - 298,15^4) \\ + \frac{-4,25308E - 12}{5} \cdot (95,3^5 - 298,15^5) \\ Cp_{O_2} \cdot \Delta T = -5.975,73 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Argón:

$$Cp_{Ar} \cdot \Delta T = 20,7723 \cdot (95,3 - 298,15) \\ Cp_{Ar} \cdot \Delta T = -4.213,66 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Cálculo de calor latente:

$$\lambda_{N_2} = 5577,5 \cdot \left(\frac{126,271 - 95,3}{126,271 - 77,361} \right)^{0,38} = 4.688,47 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$\lambda_{O_2} = 6820,5 \cdot \left(\frac{154,781 - 95,3}{154,781 - 90,181} \right)^{0,38} = 6.609,85 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$\lambda_{Ar} = 6527 \cdot \left(\frac{150,651 - 95,3}{150,651 - 87,291} \right)^{0,38} = 6.200,28 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Cálculo de entalpía molar:

$$H_{N_2} = 0,021489392 \cdot (-5.900,83) + 4.688,47 \cdot 0,021489392 = -227,56 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$H_{O_2} = 0,950308893 \cdot (-5.975,73) + 6.609,28 \cdot 0,950308893 = -11.960,19 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$H_{Ar} = 0,028199799 \cdot (-4.213,66) + 6.200,28 \cdot 0,028199799 = -293,69 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Finalmente:

$$H_{LOX} = 522,025 \cdot (-227,56 - 11.960,19 - 293,69) = -6.515.622,36 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Utilizando el mismo procedimiento para las demás corrientes se tiene que:

$$H_{WN_2} = -9.518.651,44 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_{NG} = -3.521.177,29 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Por lo tanto la Entalpía de salida es:

$$H_{Salida} = -9.518.651,44 - 3.521.177,29 - 6.515.622,36 == -18.973.694,31 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Cálculo de Entalpía de la corriente de aire vapor de columna MP

Datos:

Flujo : 1917,77 Kmol/h
 Temperatura : -170,23° C
 : 102,92 K
 Presión : 6,8 [Bar]

Composiciones : ZN2 = 0,781102169
 : ZO2 = 0,209601023
 : Zar = 0,009296808

Cálculo de la Presión de saturación

Las presiones de saturación se calculan mediante la Ecuación de Antoine:

$$P_i^s = \exp \left[A_i - \frac{B_i}{T + C_i} \right]$$

Donde:

Ps = [KPa]

T = [K]

| Componentes | A | B | C |
|-------------|---------|--------|---------|
| Nitrógeno | 13,4477 | 658,22 | -2,854 |
| Oxígeno | 13,6835 | 780,26 | -4,1758 |
| Argón | 13,9153 | 832,78 | 2,3608 |

$$P_{N_2}^s = \frac{\exp\left[13,4477 - \frac{658,22}{102,92 - 2,854}\right]}{100} = 9,628[\text{bar}]$$

$$P_{O_2}^s = \frac{\exp\left[13,6835 - \frac{780,26}{102,92 - 4,1758}\right]}{100} = 3,243[\text{bar}]$$

$$P_{Ar}^s = \frac{\exp\left[13,9153 - \frac{832,78}{102,92 + 2,3608}\right]}{100} = 4,055[\text{bar}]$$

Cálculo de la fracción de vapor.

$$\frac{0,781102169 \cdot \left(\frac{9,628}{6,8} - 1\right)}{1 + V \cdot \left(\frac{9,628}{6,8} - 1\right)} + \frac{0,209601023 \cdot \left(\frac{3,243}{6,8} - 1\right)}{1 + V \cdot \left(\frac{3,243}{6,8} - 1\right)} + \frac{0,009296808 \cdot \left(\frac{4,055}{6,8} - 1\right)}{1 + V \cdot \left(\frac{4,055}{6,8} - 1\right)} = 0$$

Resolviendo: $V = 0,9793$

Por lo tanto $L = 1 - 0,9793 = 0,0207$

Cálculo del porcentaje de distribución de los componentes en la fase líquido – vapor

Balance al N₂

$$1.917,77 \cdot 0,7811 = 0,9793 \cdot 1.917,77 \cdot x_N + 0,0207 \cdot 1.917,77 \cdot y_N$$

$$y_N = K_N \cdot x_N \Rightarrow y_N = \frac{9,628}{6,8} x_N$$

Reemplazando y despejando x_N

$$x_N = 0,5549$$

$$y_N = 0,7859$$

Balance al Oxígeno:

$$1.917,77 \cdot 0,2096 = 0,9793 \cdot 1.917,77 \cdot x_o + 0,0207 \cdot 1.917,77 \cdot y_o$$

$$y_o = K_N \cdot x_o \Rightarrow y_o = \frac{3,243}{6,8} x_o$$

Reemplazando y despejando x_o

$$x_o = 0,4297$$

$$y_o = 0,2049$$

Balance al Argón

$$x_{Ar} = 1 - x_N - x_o = 1 - 0,5549 - 0,4297 = 0,0154$$

$$y_{Ar} = 1 - y_N - y_o = 1 - 0,7859 - 0,2049 = 0,0092$$

Cálculo de Entalpías

$$Cp_{N_2} \cdot \Delta T = -5678,54 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$Cp_{O_2} \cdot \Delta T = -5753,39 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$Cp_{Ar} \cdot \Delta T = -4055,38 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$\lambda_{N_2} = 4.211,38 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$\lambda_{O_2} = 6.274,33 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$\lambda_{Ar} = 5.860,95 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$H_N = 0,7811 \cdot (-5.678,54) - 4.211,38 \cdot 0,0207 \cdot 0,5549 = -4.483,94 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$H_O = 0,2096 \cdot (-5.753,39) - 6.274,33 \cdot 0,0207 \cdot 0,4297 = -1.261,77 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$H_{Ar} = 0,0093 \cdot (-4.055,38) - 5.860,95 \cdot 0,0207 \cdot 0,0154 = -39,57 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Por lo tanto

$$H_{AireVapor} = 1.917,77 \cdot (-4.483,94 - 1.261,77 - 39,57) = -11.094.809,38 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Cálculo de Condiciones de aire líquido

Para la corriente de aire líquido de columna de MP:

$$\frac{z_{N2mp} \cdot \left(\frac{P_{N2mp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)}{1 + V_{mp} \cdot \left(\frac{P_{N2mp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)} + \frac{z_{O2mp} \cdot \left(\frac{P_{O2mp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)}{1 + V_{mp} \cdot \left(\frac{P_{O2mp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)} + \frac{z_{Ar2mp} \cdot \left(\frac{P_{Armp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)}{1 + V_{mp} \cdot \left(\frac{P_{Armp}^s}{P_{mp}} - 1 \right)} = 0$$

$$x_{N2mp} = \frac{z_{N2mp}}{1 + V_{mp} \cdot \left(\frac{P_{N2}^s}{P_{mp}} - 1 \right)} \quad x_{O2mp} = \frac{z_{O2mp}}{1 + V_{mp} \cdot \left(\frac{P_{O2}^s}{P_{mp}} - 1 \right)}$$

Para la corriente de aire líquido de columna de BP:

$$\frac{z_{N2bp} \cdot \left(\frac{P_{N2bp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)}{1 + V_{bp} \cdot \left(\frac{P_{N2bp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)} + \frac{z_{O2bp} \cdot \left(\frac{P_{O2bp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)}{1 + V_{bp} \cdot \left(\frac{P_{O2bp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)} + \frac{z_{Ar2bp} \cdot \left(\frac{P_{Arbp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)}{1 + V_{bp} \cdot \left(\frac{P_{Arbp}^s}{P_{bp}} - 1 \right)} = 0$$

$$x_{N2bp} = \frac{z_{N2bp}}{1 + V_{bp} \cdot \left(\frac{P_{N2}^s}{P_{bp}} - 1 \right)} \quad x_{O2bp} = \frac{z_{O2bp}}{1 + V_{bp} \cdot \left(\frac{P_{O2}^s}{P_{bp}} - 1 \right)}$$

Cálculo de las presiones de saturación

Datos:

Temperatura Flujo Aire Líquido MP: -173,05° C = 100,1 K

Temperatura Flujo Aire Líquido BP: -188.92° C = 84,23 K

Presiones de Saturación de la corriente de aire líquido MP

$$P_{N2mp}^s = 7,956[bar]$$

$$P_{O2mp}^s = 2,571[bar]$$

$$P_{Armp}^s = 3,262[bar]$$

Presiones de Saturación de la corriente de aire líquido BP

$$P_{N2bp}^s = 2,125[bar]$$

$$P_{O2bp}^s = 0,5126[bar]$$

$$P_{Arbp}^s = 0,7354[bar]$$

Cálculo de capacidades caloríficas y calores latentes de vaporización

Para Aire Líquido de MP

$$C_{p_{N2mp}} \cdot \Delta T = -5.760,79 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{N2mp} = 4.397,85 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$C_{p_{O2mp}} \cdot \Delta T = -5.835,65 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{O2mp} = 6.401,85 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$C_{p_{Armp}} \cdot \Delta T = -4113,95 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{Armp} = 5.990,20 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Para Aire Líquido de BP

$$C_{p_{N2bp}} \cdot \Delta T = -6.223,96 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{N2bp} = 5.265,80 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$C_{p_{O2bp}} \cdot \Delta T = -6.299,08 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{O2bp} = 7.052,76 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$C_{p_{Arbp}} \cdot \Delta T = -4.443,61 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right] \quad \lambda_{Arbp} = 6.645,08 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Por ultimo se tiene que:

$$h_{AireL(MP)} = \left[\begin{array}{l} 0,7811 \cdot (-5.760,79) - 4.397,85 \cdot L_{mp} \cdot x_{N2mp} + 0,2096 \cdot (-5.835,65) \\ - 6.401,85 \cdot L_{mp} \cdot x_{O2mp} + 0.0093 \cdot (-4.113,95) - 5.990,20 \cdot L_{mp} \cdot x_{armp} \end{array} \right]$$

$$h_{AireL(MP)} = \left[\begin{array}{l} 0,7811 \cdot (-6.223,96) - 5.265,80 \cdot L_{bp} \cdot x_{N2bp} + 0,2096 \cdot (-6.299,08) \\ - 7.052,76 \cdot L_{bp} \cdot x_{O2bp} + 0.0093 \cdot (-4.443,61) - 6.645,08 \cdot L_{bp} \cdot x_{arbp} \end{array} \right]$$

Y

$$F_{aireL(MP)} \cdot h_{AireL(MP)} + F_{aireL(BP)} \cdot h_{AireL(BP)} = H_{salida} - H_{Airevapor}$$

Con esto se obtiene que las presiones de las corrientes de entrada y el porcentaje de líquido son:

$$P(Mp) = 6,746593 \text{ bar}$$

$P(Bp) = 1,746593 \text{ bar}$

$L(Mp) = 0,95028$

$L(Bp) = 0,8956$

ANEXO A.2 ANÁLISIS DE CURVAS DE EQUILIBRIO

En esta sección es analizada la curva de equilibrio de la columna de media presión K01, ya que esta curva puede presentar mayores desviaciones con respecto a la Ley de Raoult, debido a la presión a la que trabaja esta columna (6,7 bar).

Para realiza el análisis se recurrieron a los datos experimentales publicados por Dodge and Dunbar, "Circulation Method", Journ. AMER. Chem. oc. 49, 591, (1927).

En las Figuras A.1 y A.2 se muestran las gráficas P-x y T-x respectivamente.

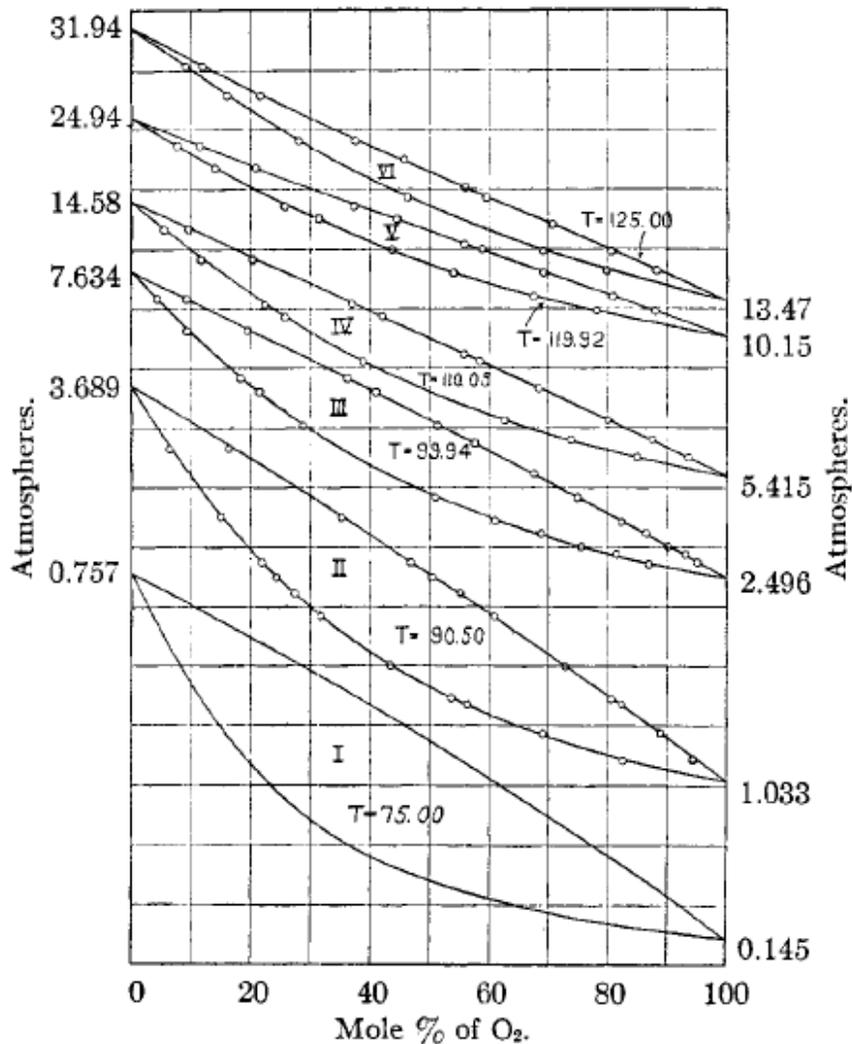


Figura A.1 Diagrama P-x Sistema N₂-O₂ a 75, 90.5, 99.94, 110.05, 119.92 y 125°C

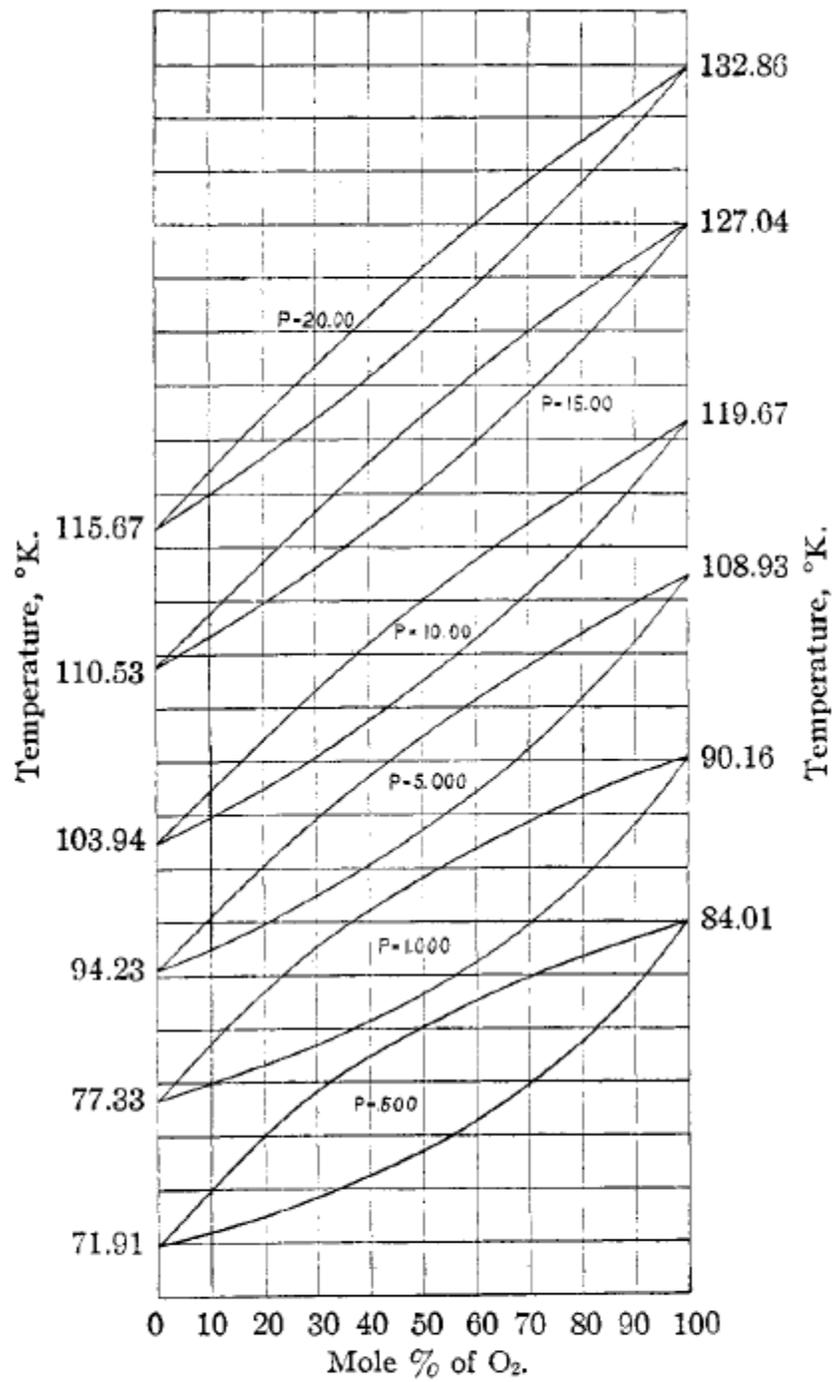


Figura A.2 Diagrama T-x Sistema N₂-O₂ a 0.5, 1, 5, 10, 15 y 20 atm

En la Figura A.3 se compararon datos de equilibrio calculados a través de la Ley de Raoult y los datos experimentales obtenidos del artículo.

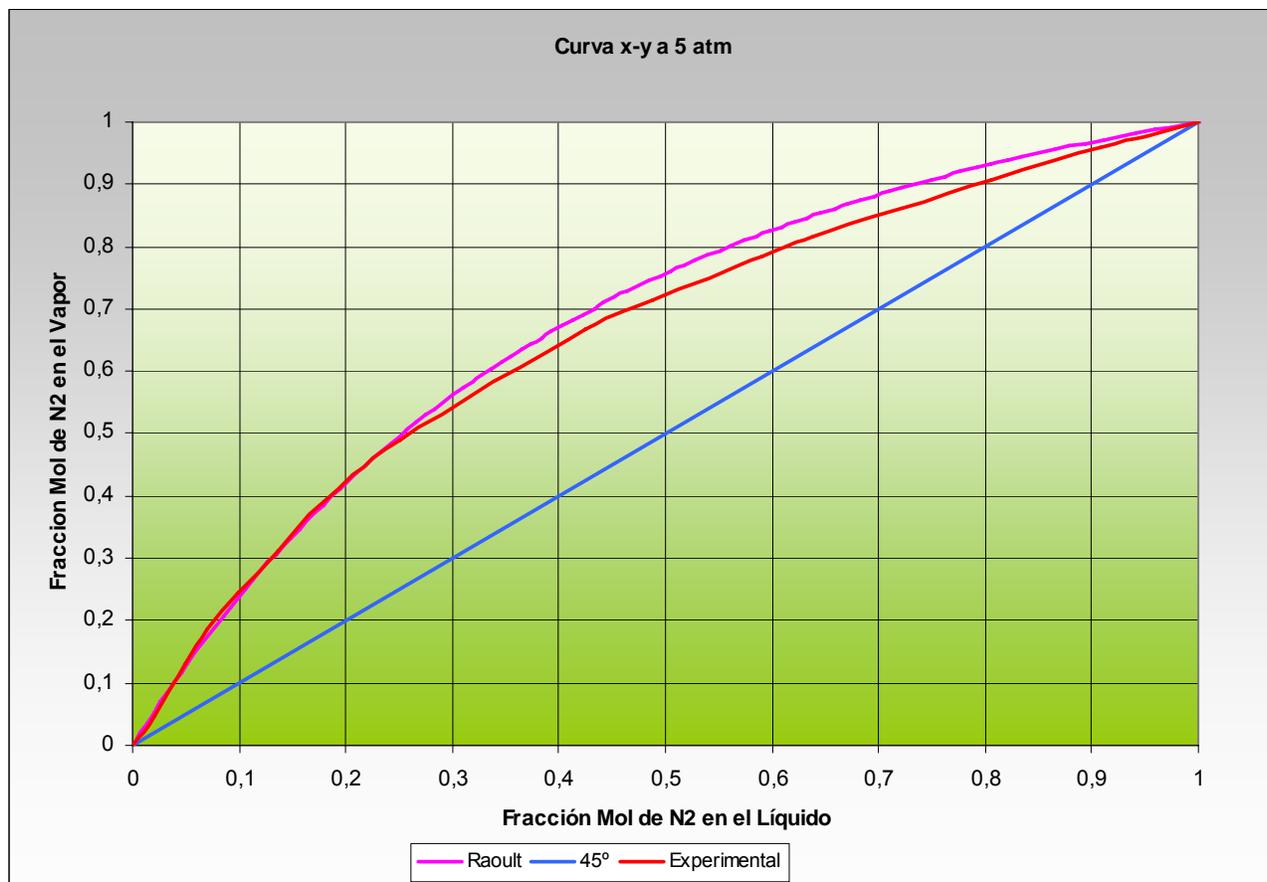


Figura A.3 Comparación Diagramas x-x Sistema O₂-N₂, según Raoult y datos experimentales.

De la Figura A.3 pueden desprenderse las siguientes conclusiones:

El sistema N₂-O₂ se comporta prácticamente siguiendo la Ley de Raoult a concentraciones de N₂ por debajo del 25%. A mayores concentraciones la desviación es de alrededor del 5%.

Esta desviación afecta el cálculo del número de etapas teóricas, dado que usando la Ley de Raoult, el número de etapas calculadas es de alrededor de 7,5. En la Figura A.4 se muestra el cálculo realizado según la Ley de Raoult y el método McThiele.

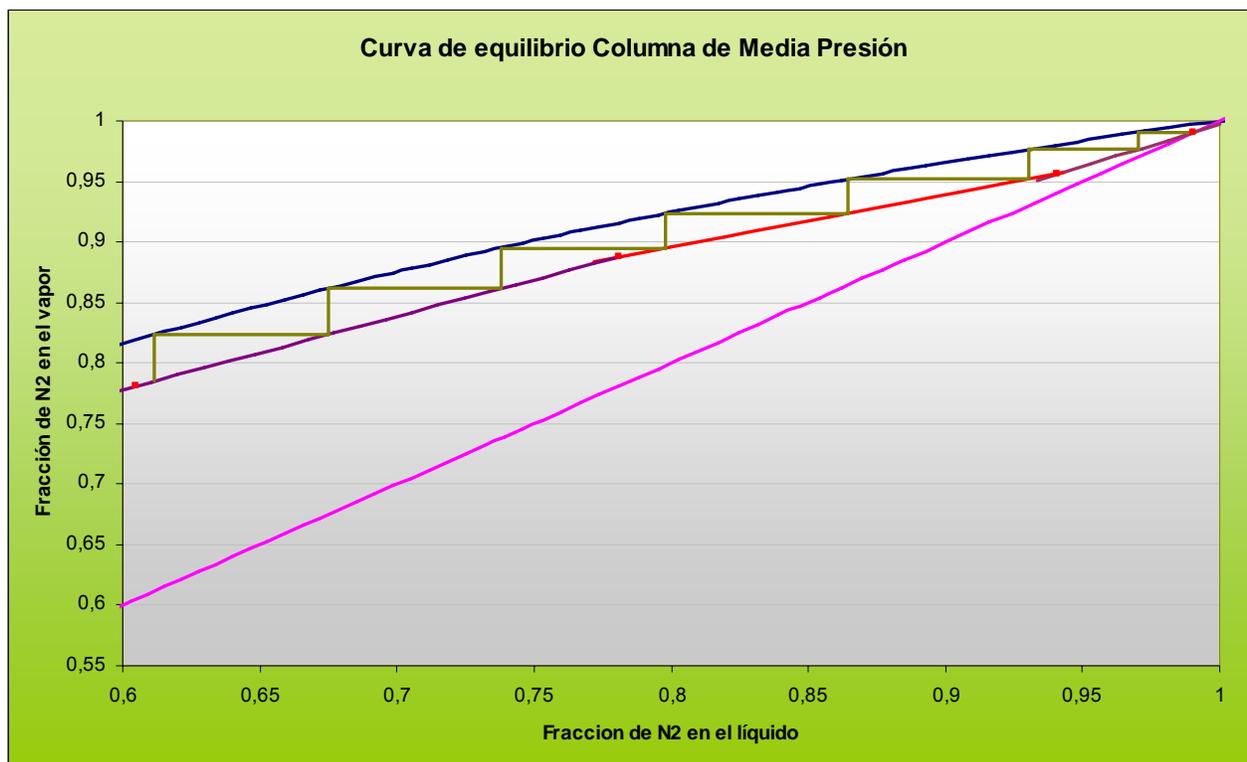


Figura A.4 Mc-Thiele Columna de Media Presión, Ley de Raoult

En la Figura A.5 se muestra el cálculo del número de platos teóricos con las curvas de equilibrio construidas en base a datos experimentales. El resultado fue de 19 etapas teóricas.

La columna K01 tiene un total de 36 etapas reales, esto comparado con el dato calculado nos entrega una eficiencia del 53%.

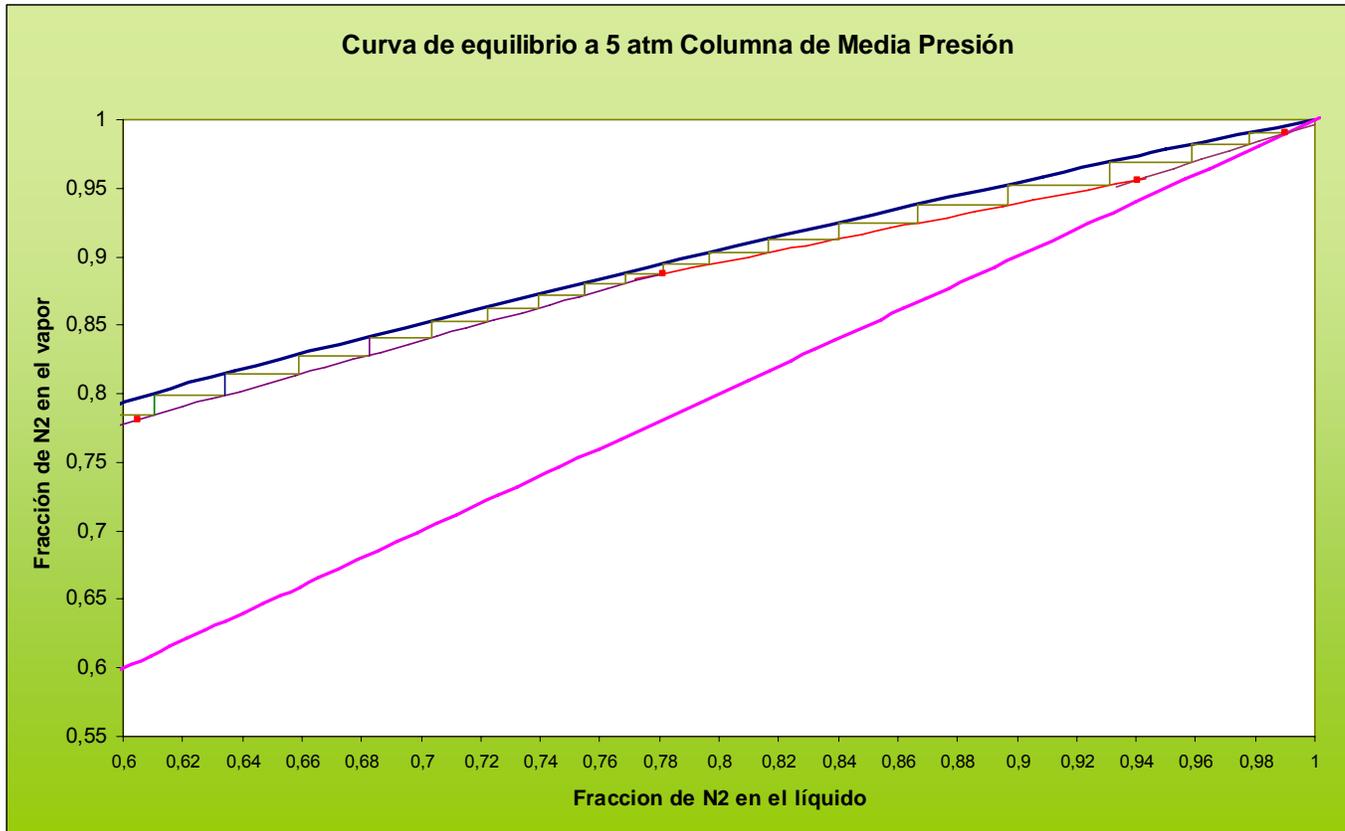


Figura A.5 Mc-Thiele Columna de Media Presión, Datos Experimentales.

Las composiciones plato a plato se muestran en la Tabla A.1 Donde “x” es la composición de N_2 en el líquido e “y” la composición en el vapor.

| Tabla A.1 Composición Platos Teóricos | | |
|---------------------------------------|-------|-------|
| Nº de Plato | X | Y |
| 1 | 0,978 | 0,990 |
| 2 | 0,959 | 0,982 |
| 3 | 0,931 | 0,969 |
| 4 | 0,897 | 0,952 |
| 5 | 0,867 | 0,937 |
| 6 | 0,840 | 0,924 |
| 7 | 0,817 | 0,913 |
| 8 | 0,797 | 0,903 |
| 9 | 0,781 | 0,894 |
| 10 | 0,769 | 0,888 |
| 11 | 0,755 | 0,880 |
| 12 | 0,740 | 0,872 |
| 13 | 0,723 | 0,862 |
| 14 | 0,704 | 0,852 |
| 15 | 0,683 | 0,841 |
| 16 | 0,659 | 0,828 |
| 17 | 0,634 | 0,814 |
| 18 | 0,610 | 0,799 |
| 19 | 0,605 | 0,784 |

Variación de Fracción de Aire Líquido con respecto a la variación de flujo de NG hacia la turbina.

| NG | Trabajo | Presión Salida | Temperatura | % Aire |
|-------------------|-----------|-------------------|-------------|---------|
| Turbina D.01/D.02 | | Compresor C.02/03 | Salida E08 | Liq E08 |
| Nm3/h | KJ/h | Kpa | °C | % |
| 10.079 | 715.200 | 926 | -172,7 | 0,89 |
| 11.199 | 794.600 | 954 | -173,2 | 16,35 |
| 12.319 | 874.100 | 983 | -173,7 | 31,50 |
| 13.490 | 957.300 | 1.013 | -174,1 | 49,02 |
| 14.559 | 1.033.000 | 1.042 | -174,4 | 64,54 |
| 15.679 | 1.112.000 | 1.072 | -174,6 | 81,05 |
| 16.799 | 1.192.000 | 1.103 | -174,9 | 97,70 |
| 17.919 | 1.271.000 | 1.135 | -187 | 100,00 |
| 19.039 | 1.351.000 | 1.167 | -202,4 | 100,00 |

A.4 Balance Másico Tope Columna de Destilación K02.

| Vapor Ascendente | Fracción O2 Vapor | Flujo de LP | Fracción O2 en Lp | Fracción O2 en WN2 |
|------------------|-------------------|-------------|-------------------|--------------------|
| Nm3/h | | Nm3/h | | |
| 800 | 0,018 | 450 | 0,02 | 0,035362 |
| 800 | 0,019 | 400 | 0,015 | 0,034656 |
| 800 | 0,0152 | 320 | 0,012 | 0,030091 |
| 800 | 0,02 | 350 | 0,01 | 0,034715 |
| 800 | 0,025 | 300 | 0,005 | 0,042015 |

ANEXO B FUNDAMENTOS DE DESTILACION ¹¹

La destilación separa los componentes de una mezcla líquida basándose en las diferencias de sus puntos de ebullición. Mientras otros procesos de separación tales como la extracción y la adsorción usan una cantidad de agente de separación, la destilación usa la energía como agente de separación. El Equilibrio líquido-vapor (ELV) es el tipo de equilibrio que interviene en las columnas de destilación, y la presión de vapor es la diferencia de propiedad primaria que forma la base para la separación.

Los principales tipos de destilación son:

- Destilación continua (por fraccionamiento)
- Destilación extractiva
- Destilación azeotrópica
- Destilación por lotes (“batch”)
- Destilación de equilibrio (“flash”)
- Destilación dinámica.

B.1 Proceso de Destilación Continua

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y tienen diferencias de temperatura, presión, composición o fase. Cada especie molecular de la mezcla que se va a separar reaccionará de un modo único ante los ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona dando como resultado una separación entre las especies.

¹¹ Charles D. Holland, “Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponente”, Limusa, México.R.H.

Perry, D.W. Green, J.O. Maloney, “Perry’s Chemical Engineers Handbook”, 7ª Edición, Nueva York, estados Unidos, (1997)

El tipo de aparato de destilación más común consiste en una columna con los siguientes componentes (ver figura B.1):

- Un rehervidor (caldera) en el fondo para producir el vapor que se eleva en el interior de la columna.
- Una salida para el producto inferior, en forma líquida.
- Algún tipo de material de relleno de la columna para que el vapor pueda tener un contacto íntimo con el líquido.
- Alimentación de la mezcla cruda en el centro.
- Salida del producto gaseoso por la parte superior.
- Condensación total o parcial del vapor de la parte superior a líquido.
- Realimentación del líquido a la parte superior a la columna, para que éste al caer se ponga en contacto con el vapor que asciende. Este líquido se llama reflujo.
- Una parte del líquido o del gas de la parte superior se extraen como producto, el cual es llamado destilado.

En una columna de destilación, las fases de vapor y líquido fluyen en contracorriente dentro de una zona de transferencia de masa. La columna es equipada con platos o empaques para maximizar el contacto entre las dos fases. Para mejorar la operación, algo de la corriente del tope es retornada como un reflujo líquido (L_0). La razón de reflujo (R) es definida como la razón de L_0 a producto del tope (D).

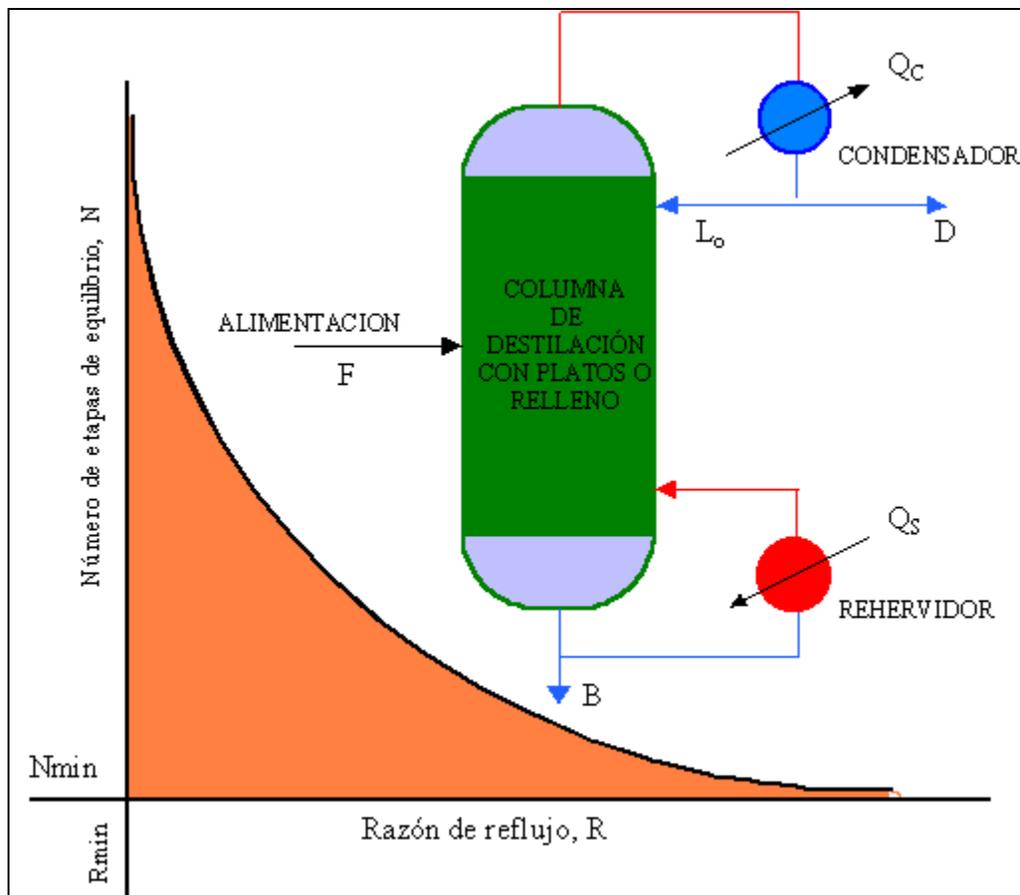


Figura B.1 Columna de destilación

$$R = L_o/D$$

donde R = razón (o relación) de reflujo externo, adimensional

L_o = cantidad de liquido retornado como reflujo a la columna, masa / tiempo

D = cantidad de producto del tope, masa / tiempo

Todas las operaciones de separación requieren un suministro de energía en forma de calor o trabajo. En la operación convencional de destilación, como la mostrada en la Figura B.1, la energía requerida para la separación de las especies se agrega en forma de calor al rehervidor, en el fondo de la columna, donde la temperatura es máxima. Luego se elimina calor en el condensador, en la parte superior de la columna, donde la temperatura es mínima.

B.2 Datos De Equilibrio Liquido – Vapor (Elv)

B.2.1 Valores K y Volatilidad Relativa

$$K_i = \frac{\text{Fracción molar del componente } i \text{ en la fase vapor}}{\text{Fracción molar del componente } i \text{ en la fase líquida}} = y_i/x_i \quad (\text{B.1})$$

El valor K es una medida de la tendencia del componente i a vaporizarse.

Si el valor K es alto, el componente tiende a concentrarse en el vapor; si es bajo, tiende a concentrarse en el líquido. Si el valor K es la unidad, el componente se dividirá igualmente entre el vapor y el líquido.

El valor K es una función de la temperatura, presión y composición. La volatilidad relativa de componentes i, j se define como:

$$\alpha_{ij} = \frac{\text{Valor } K \text{ del componente } i}{\text{Valor } K \text{ del componente } j} \quad (\text{B.2})$$

Convencionalmente, la volatilidad relativa es definida como *la razón de los valores K del componente más volátil al menos volátil*, por lo cual *la volatilidad relativa siempre será mayor o igual a la unidad*

La volatilidad relativa es una medida de la facilidad de separación y está dada por la razón entre la tendencia a vaporizar de dos componentes. Si la volatilidad relativa es alta, un componente tiene una tendencia mucho mayor a vaporizar (es más volátil) que el otro, y será fácil separarlos uno del otro mediante la vaporización de uno (destilación). Por otro lado cuando la tendencia a vaporizar de los componentes es similar, la volatilidad relativa se acercará a la unidad y será difícil separar los componentes por destilación. Si la volatilidad

relativa es la unidad, cada componente es tan volátil como el otro, y no pueden separarse por destilación

Para un sistema binario, $y_2 = (1 - y_1)$, $x_2 = (1 - x_1)$, además de las Ecuación (B.1) y (B.2) se tiene:

$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{y_1(1-x_1)}{x_1(1-y_1)} \quad (\text{B.3})$$

$$y_1 = \frac{\alpha_{1,2} x_1}{1 + (\alpha_{1,2} - 1) x_1} \quad (\text{B.4})$$

La Ecuación (B.4) expresa la fracción molar del componente más volátil (CMV) en el vapor como una función de la fracción molar del CMV en el líquido y la volatilidad relativa. Esta relación se grafica en la Figura B.2.

La Figura B.2a es una gráfica llamada **diagrama $x - y$** . Los ejes x e y muestran la concentración del CMV en el líquido y en el vapor respectivamente. La diagonal de 45° representa puntos a los cuales las composiciones del vapor y el líquido son las mismas. La curva de la Figura B.2a es una relación de equilibrio. La Figura B.2a muestra como el CMV se concentra en el vapor.

La Figura B.2b ilustra el efecto de la volatilidad relativa sobre la tendencia del CMV para concentrarse en el vapor. Cuando la volatilidad es alta, el enriquecimiento es grande.

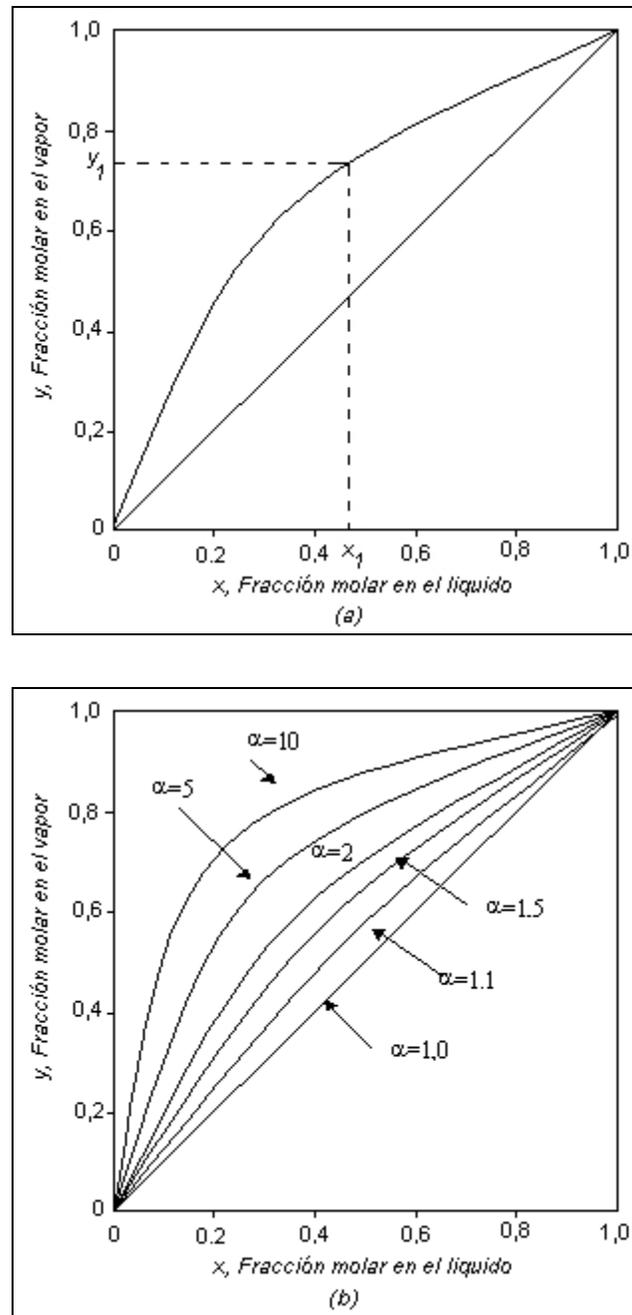


Figura B.2 Concepto de volatilidad relativa. (a) concentración del componente más volátil CMV en el vapor. (b) efecto de la volatilidad relativa sobre la concentración del CMV en el vapor

B.2.2 Sistemas Ideales

Un sistema ideal es aquel donde el vapor obedece la ley del gas ideal y el líquido obedece la ley de Raoult.

Una mezcla ideal de gases obedece la ley de Dalton:

$$p_i = y_i P \quad (\text{B.5})$$

Una solución ideal obedece la ley de Raoult, la cual establece que la presión parcial de un componente en la solución es igual al producto de su fracción molar y la presión de vapor del componente puro, luego:

$$p_i = x_i p_i^1 \quad (\text{B.6})$$

A partir de las Ecuaciones (B.5) y (B.6), y la definición de los valores K , se obtiene

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_i^1}{P} \quad (\text{B.7})$$

B.3 Diagramas de fase

Los diagramas de fase son usados para describir sistemas binarios graficando dos de las tres variables (composición, temperatura, y presión) a un valor constante de la otra. Las más populares de estas gráficas son los diagramas T - x y x - y . El diagrama x - y se ha descrito claramente en la sección B.2, Figura B.2.

Diagramas Temperatura-composición (T - x) (Figura B.3). La curva ABC muestra la relación composición-temperatura para el líquido saturado. A temperatura T_1 y composición de líquido x_1 , el punto B es la condición a la cual el líquido está listo para iniciar la ebullición. El punto B es definido como *el punto de burbuja*

Cuando el líquido comienza a hervir a temperatura T_1 (punto B), el primer vapor formado tiene una composición y_1 y está por consiguiente a su punto de rocío. En este punto, el vapor es rico en componente ligero. A medida que la

temperatura se incrementa, se evapora más componente pesado. La cantidad de vapor formado se incrementa, pero la fracción molar de componente ligero en el vapor y el líquido disminuye. A temperatura T_2 , la composición del líquido es x_2 y la composición del vapor y_2 . Algo de la carga inicial es ahora vapor y algo líquido. Un posterior incremento de la temperatura a T_3 vaporizará el resto de líquido. La composición del vapor será ahora x_1 , y la última gota de líquido vaporizado tendrá una composición x_3 . el liquido siempre se moverá a través de su curva de punto de burbuja (BEH) mientras que el vapor se moverá siempre a través de su curva de punto de rocío (DFG). Entonces, en destilación, el punto de burbuja del liquido está siempre en equilibrio con el punto de rocío del vapor.

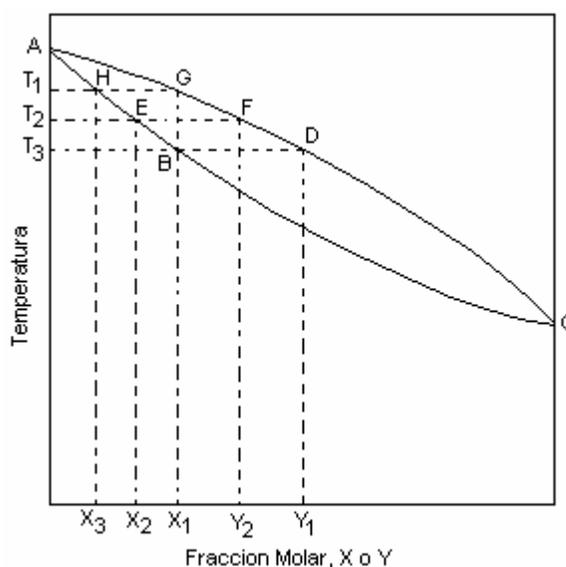


Figura B.3 Diagrama temperatura composición

El concepto de punto de rocío y punto de burbuja es útil en la construcción de diagramas x - y (Figura B.2). Cuando los puntos de burbuja y los puntos de rocío pueden ser fácilmente calculados para una mezcla de componentes, las curvas de líquido saturado y vapor saturado pueden ser graficadas para sistemas como en la Figura B.3. A partir de estos datos se pueden obtener valores de x y y para diferentes temperaturas y usados para construir el diagrama x - y .

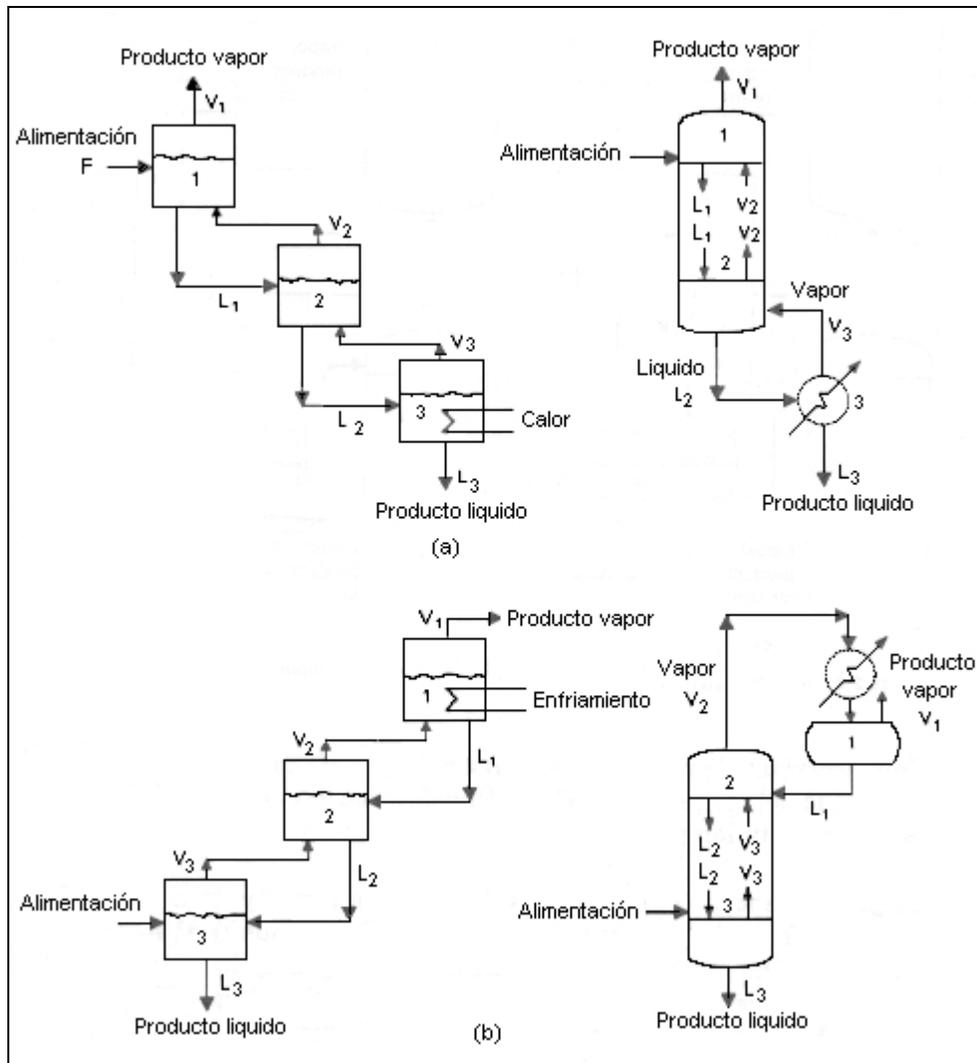
B.4 Agotamiento (“Stripping”), Rectificación y Fraccionamiento

Las *etapas de agotamiento o agotamiento* (Figura B.4a) concentran al elemento menos volátil en una corriente líquida. Una corriente de vapor vaporiza (“despoja”) a los componentes más volátiles desde el líquido. Para generar el reciclo de vapor se suministra calor para vaporizar una porción del líquido de la etapa del fondo. Este vapor es denominado *vapor ascendente*.

Las *etapas de rectificación* (Figura B.4b) concentran al componente más volátil en una corriente de vapor. Un reciclo líquido condensa a los componentes menos volátiles a partir del vapor ascendente. Para generar el reciclo de líquido, se aplica enfriamiento para condensar una porción de vapor del tope. El reciclo de líquido es denominado *reflujo*.

Las etapas de agotamiento y rectificación mostradas en las Figuras B.4a y B.4b pueden combinarse en un proceso de separación simple con reciclo interno (Figura B.4c). Este proceso es denominado *fraccionamiento*.

En un fraccionador de alimentación simple, las etapas sobre la alimentación son la *rectificación* y las por debajo son las de *agotamiento* (Figura B.4c). En fraccionadores con múltiples alimentaciones el criterio más preciso y funcional usado para distinguir las secciones de rectificación y agotamiento es el siguiente.



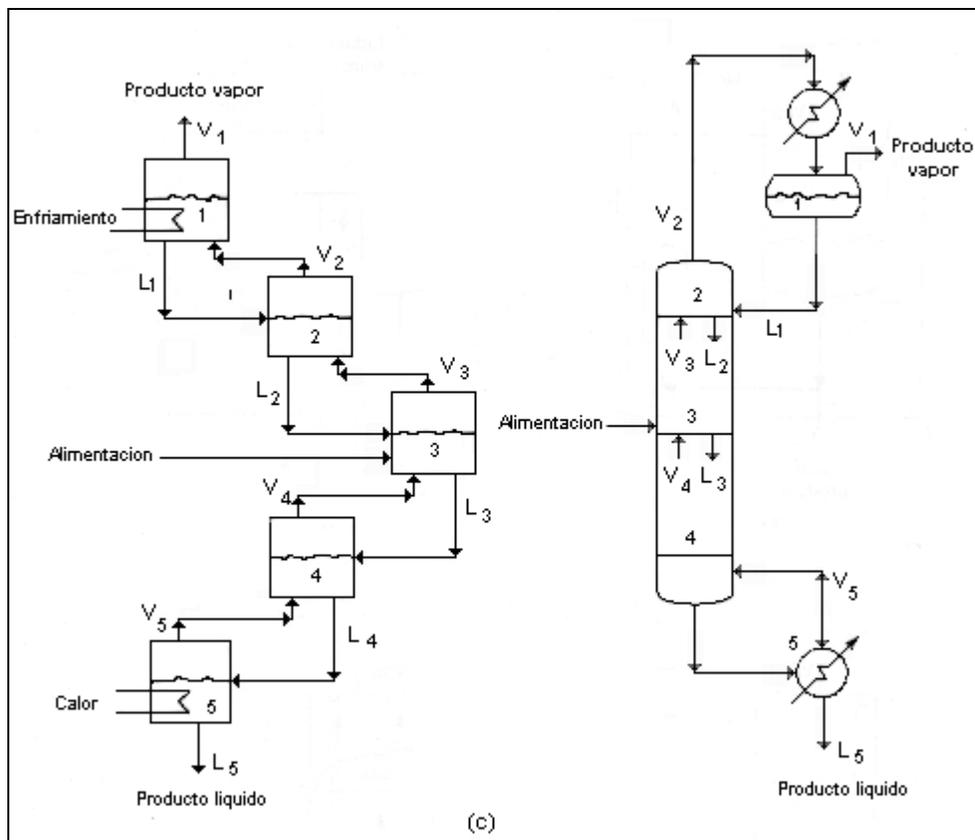


Figura. B.4 Arreglos de etapas múltiples (a) Agotamiento, (b) Rectificación (c) Fraccionamiento

La sección de agotamiento tiene un flujo descendente neto de material. El vapor sirve solamente como una corriente de reciclo para remover los ligeros desde el líquido. Por lo tanto, la cantidad de líquido excede a la cantidad de vapor en la sección de agotamiento. Lo opuesto se aplica en la sección de rectificación. Esta sección tiene un flujo neto ascendente de material, y la cantidad de vapor excede a la cantidad de líquido.

B.5 Balances de Materia y Energía

Para una etapa de destilación simple binaria (Figura B.5a) se aplican las siguientes ecuaciones:

Balance total de materia

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n \quad (\text{B.8})$$

Balance por componente

$$F_n z_n + V_{n+1} y_{n+1} + L_{n-1} x_{n-1} = V_n y_n + L_n x_n \quad (\text{B.9})$$

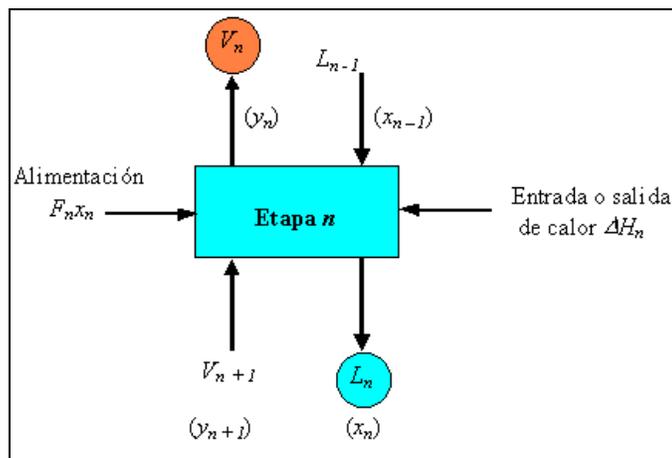
Balance de energía

$$\Delta H_n + F_n H_{f,n} + V_{n+1} H_{V,n+1} + L_{n-1} H_{L,n-1} = V_n H_{V,n} + L_n H_{L,n} \quad (\text{B.10})$$

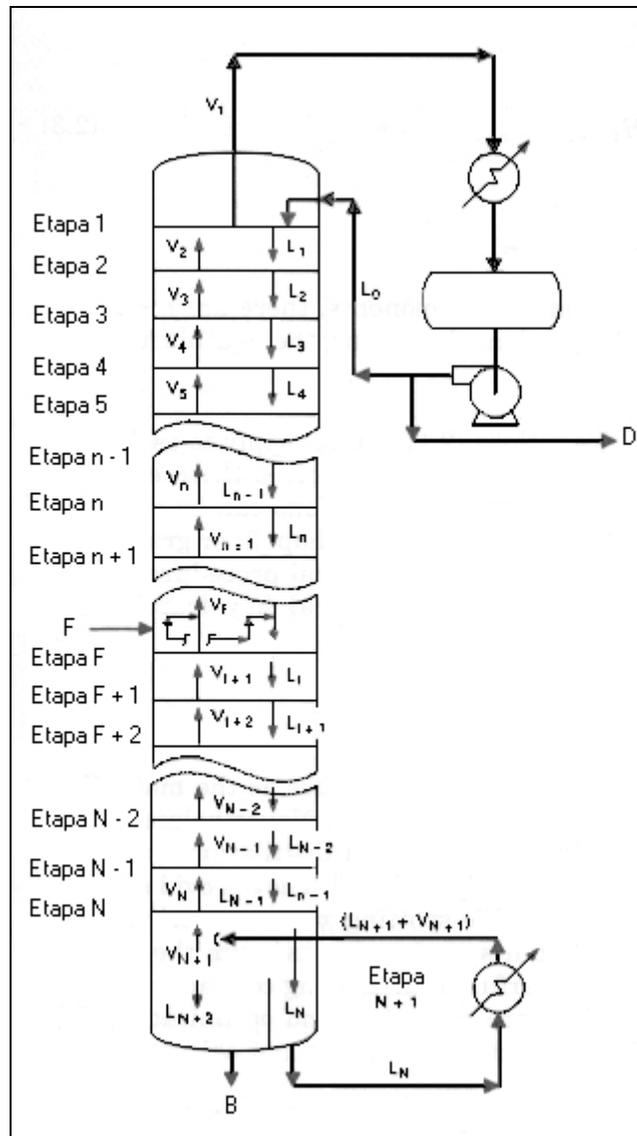
Relación de equilibrio

$$y_n = K x_n \quad (\text{B.11})$$

En destilación de múltiple componentes de j componentes, hay $j - 1$ balances de componentes y $j - 1$ ecuaciones que describen las relaciones de equilibrio.



(a)



(b)

Figura B.5 Modelo de etapa de fraccionamiento. (a) una etapa; (b) fraccionador

B.6 Diagrama de McCabe-Thiele: Fundamentos

Un balance de masa para el sistema mostrado en la Figura B.6a en cualquier plato n de la sección de rectificación, dará

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (\text{B.12})$$

De manera similar, un balance por componente dará

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D \quad (\text{B.13})$$

Para un balance de energía, el método de McCabe–Thiele asume flujo molar constante ya que la mezcla tiene un calor de vaporización constante y los efectos de calor sensible y calor de mezcla son despreciables.. Matemáticamente, esta suposición significa

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_3 = \dots = L_n = L \quad (\text{B.14})$$

De las Ecuaciones (B.12) y (B.13) se deduce que

$$V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_n = V_{n+1} = V \quad (\text{B.15})$$

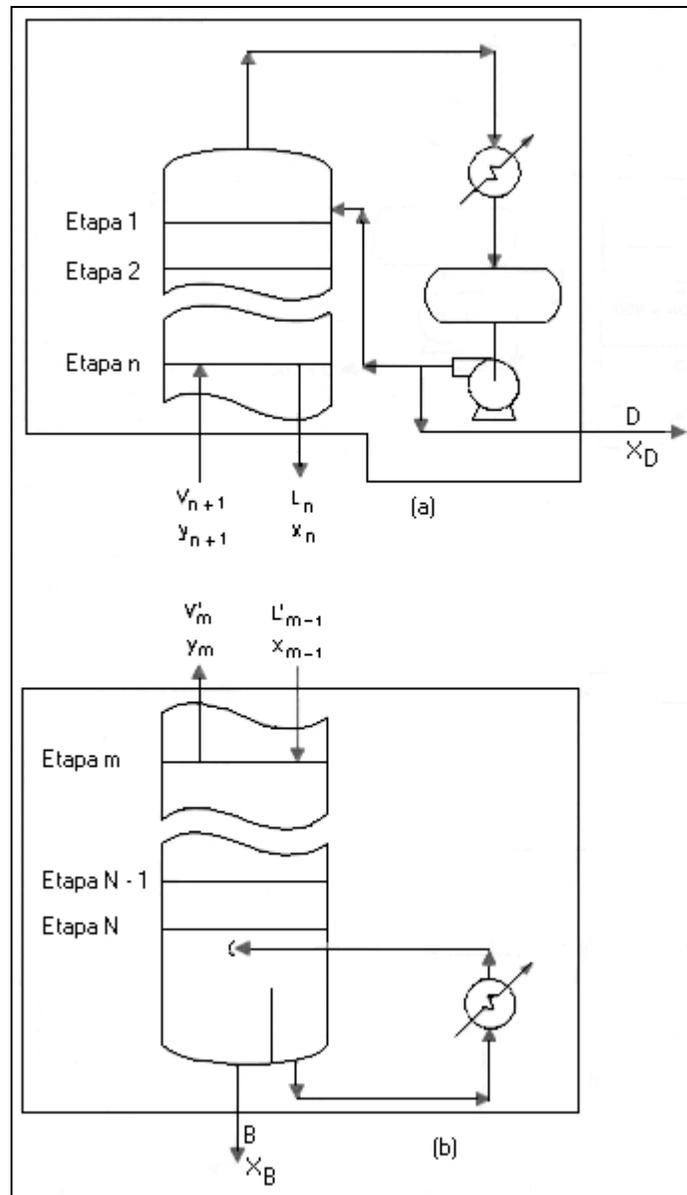
Estas ecuaciones simplifican la Ecuación (B.13) a

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad (\text{B.16})$$

Una derivación similar para la sección de agotamiento (Figura B.6b) da

$$y_m = \frac{L'}{V'} x_{m-1} + \frac{B}{V'} x_B \quad (\text{B.17})$$

$$V = L + D \quad (\text{B.18})$$



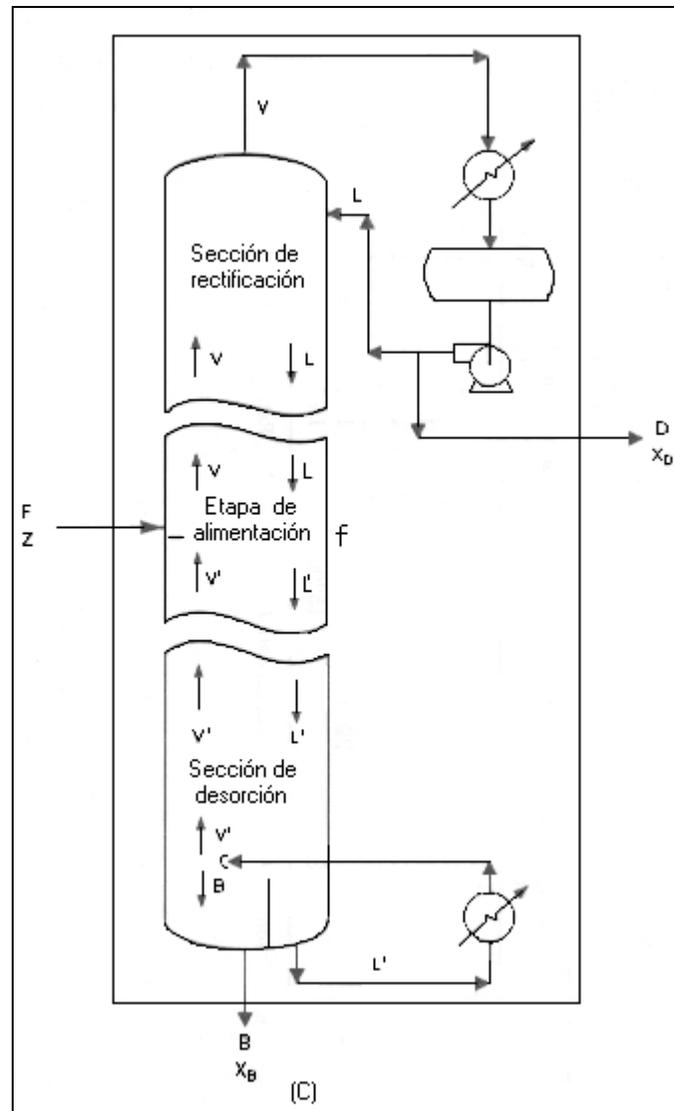


Figura B.6 Balances de materiales. (a) Sección de rectificación; (b) Sección de agotamiento; (c) Total

Una derivación similar para la sección de agotamiento da

$$V' = L' - B \quad (B.19)$$

Un balance de masa para toda la columna da

$$F = B + D \quad (B.20)$$

Combinando las Ecuaciones (B.18), (B.19), y (B.20) se tiene una relación que también puede derivarse a partir de un balance de masa en la etapa de alimentación (Figura B.6c)

$$V' - V = (L' - L) - F \quad (\text{B.21})$$

Un balance por componente para toda la columna da

$$D x_D + B x_B = F z \quad (\text{B.22})$$

La definición de razón de reflujo es

$$R = \frac{L}{D} \quad (\text{B.23})$$

De manera similar, la relación de agotamiento es

$$S = \frac{V'}{B} \quad (\text{B.24})$$

B.6.1 Diagramas de McCabe-Thiele: Ecuaciones de líneas

Curva de equilibrio: Esta curva es el lugar de todos los puntos de equilibrio. Para una composición dada de líquido x_n , da la composición de equilibrio del vapor, y_n , y viceversa. Una etapa n de equilibrio es representada como un punto (x_n, y_n) sobre la curva de equilibrio donde x_n y y_n son las composiciones del líquido y el vapor saliendo de la etapa.

Línea diagonal de 45°: Esta línea es el lugar de todos los puntos donde

$$y_{n+1} = x_n \quad (\text{B.25})$$

Línea de operación: Las ecuaciones de las rectas operativas, Ecuaciones (B.16) y (B.17), se pueden representar como líneas rectas sobre un diagrama $x - y$. La línea de la recta operativa en la sección de rectificación es el lugar de los puntos

que obedecen el balance de componente en la sección de rectificación, Ecuación (B.16). Igualmente, la línea de operación en la sección de agotamiento es el lugar de los puntos que obedecen el balance de componente de la sección de agotamiento, Ecuación (B.17).

Recta q: es la línea que intercepta a las líneas de operación, y depende de las condiciones de la alimentación.

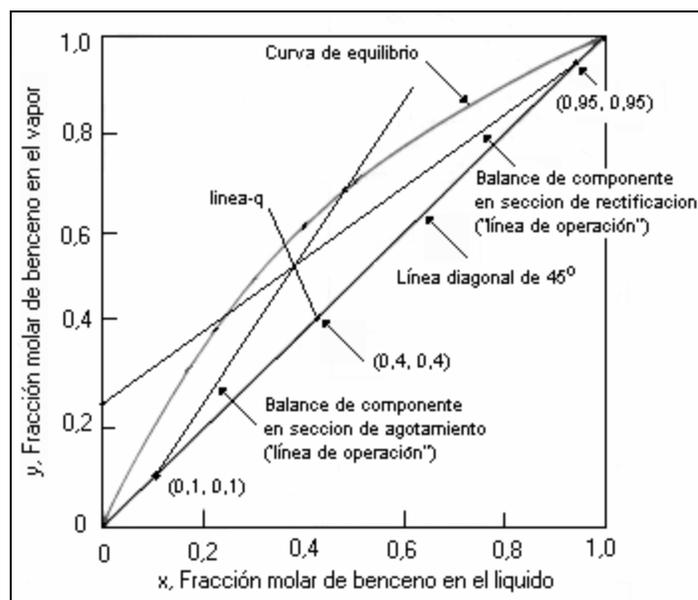


Figura B.7 Curva de Equilibrio, Rectas de Operación y Recta q

Pendientes de las líneas de operación. Las Ecuaciones (B.16) y (B.17) indican que las pendientes de las líneas de balance de componente son L/V y L'/V' para las secciones de rectificación y agotamiento respectivamente. Como $L < V$ [Ecuación (B.18)] y $L' > V'$ [Ecuación (B.19)], la pendiente de la línea de balance de componente en la sección de rectificación es menor que la unidad, mientras que de la línea de balance de componente de la sección de agotamiento es mayor que la unidad.

Intersección de las líneas de operación con la diagonal. El punto donde la línea de balance de componente de la sección de rectificación intercepta a la línea

diagonal de 45° satisface las Ecuaciones (B.16) y (B.25). Resolviendo estas simultáneamente y luego usando la Ecuación (B.18) se tiene

$$y_{n+1} = x_n = \frac{Dx_D}{V-L} = x_D \quad (\text{B.26})$$

Por consiguiente, la línea de balance de componente de la sección de rectificación intercepta a la línea diagonal de 45° en el punto $x = x_D$ y $x = y_D$ para un condensador total y parcial respectivamente. El punto de intersección puede ser expresado como

$$x = y = \text{composición del producto}$$

Una derivación similar para la sección de agotamiento muestra que la línea de balance de componente para la sección de agotamiento intercepta a la línea diagonal de 45° en el punto

$$x = y = \text{composición del producto del fondo}$$

Intersección de dos líneas de operación. La intersección se realiza en el punto (x_i, y_i) que satisface las Ecuaciones (B.16) y (B.17). Multiplicando los dos lados de la Ecuación (B.16) por V y los dos lados de la Ecuación (B.17) por V' y restando una de la otra da

$$(V - V')y_i = (L - L')x_i + Dx_D + Bx_B \quad (\text{B.27})$$

Usando la Ecuación (B.22), esta se simplifica a

$$(V - V')y_i = (L - L')x_i + F_z \quad (\text{B.28})$$

Haciendo

$$\frac{L' - L}{F} = q \quad (\text{B.29})$$

Dividiendo los dos lados de la Ecuación (B.21) por F , y sustituyendo la Ecuación (B.29) da

$$\frac{V'-V}{F} = q - l \quad (\text{B.30})$$

Sustituyendo las Ecuaciones (B.29) y (B.30) en la Ecuación (B.28) y dividiendo ambos lados por $(q - 1)F$

$$y_i = \frac{q}{q-1} x_i - \frac{z}{q-1} \quad (\text{B.31})$$

La Ecuación (B.31) representa la ubicación de los puntos en los cuales la línea de balance de componente de la sección de rectificación intercepta la línea de balance de componente de la sección de agotamiento. Esta línea es denominada la *ecuación de la línea- q* .

Intersección de la línea- q con la diagonal de 45°. Si $x_i = z_i$, entonces la Ecuación (B.30) dará $y_i = x_i = z$. Por consiguiente, la línea- q intercepta a la diagonal de 45° en el punto (z, z) que corresponde a la composición de la corriente de alimentación.

Pendiente de la línea- q . La pendiente es $q/(q - 1)$, de la Ecuación (B.31). La Ecuación (B.29), la cual define q , puede describirse como

$$L' - L = qF \quad (\text{B.32})$$

De esta ecuación, la cantidad q es la fracción de la alimentación que es líquida. El producto qF es la cantidad de líquido contenido en la alimentación. Esta cantidad se une al líquido descendiendo de la sección de rectificación para proporcionar el líquido para la sección de agotamiento. Igualmente, $(1 - q)F$ es la

cantidad de vapor en la alimentación; este vapor se une al vapor ascendiendo de la sección de agotamiento para proporcionar el flujo de vapor en la sección de rectificación. La Tabla B.1 resume las relaciones entre q , la condición térmica de la alimentación, la pendiente de la línea- q para cada una de estas condiciones.

Tabla B.1 Relaciones entre q , línea- q , y flujos de la columna

| Condición de la alimentación | q | Como calcular q | Pendiente de línea- q | Relaciones entre | | Línea en Fig. 2.8a |
|------------------------------|-------------|---|-------------------------|------------------|------------|--------------------|
| | | | | L y L' | V y V' | |
| Líquido subenfriado | > 1 | $q = 1 + \frac{C_{PL}(T_{BP} - T_f)}{H_V}$ | +ve | $L' > L$ | $V' > V$ | (a) |
| Líquido saturado | 1 | $q = 1$ | ∞ | $L' > L$ | $V' = V$ | (b) |
| Mezcla Líquido-vapor | $0 < q < 1$ | $q =$ fracción molar del líquido alimentado | -ve | $L' > L$ | $V' < V$ | (c) |
| Vapor saturado | 0 | $q = 0$ | 0 | $L' = L$ | $V' < V$ | (d) |
| Vapor sobrecalentado | < 0 | $q = \frac{-C_{PV}(T_f - T_{DP})}{H_V}$ | +ve | $L' < L$ | $V' < V$ | (e) |

La Figura B.8b ilustra el efecto de la pendiente de la línea de balance de componente, asumiendo que la línea de balance de componente de la sección de rectificación (y por lo tanto la relación de reflujo) es fija.

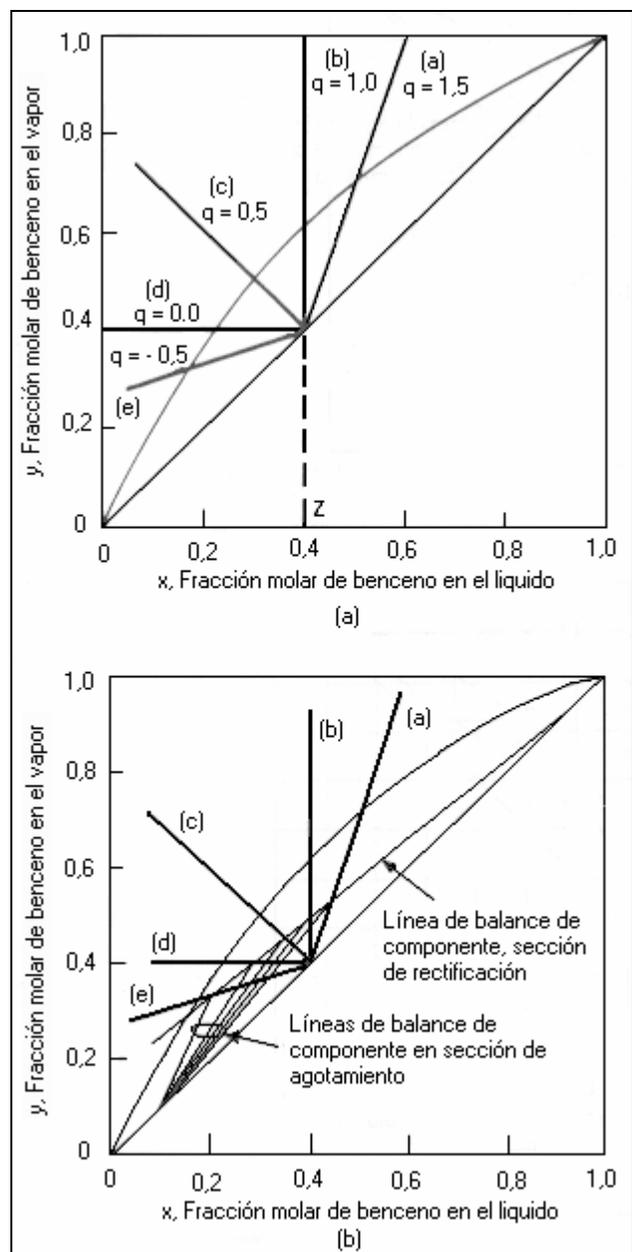


Figura. B.8 La línea- q y sus implicaciones. (a) la línea- q como una función del estado térmico de la alimentación; (b) efecto de q sobre la línea de balance de componentes de la sección de agotamiento a razón de reflujo constante.

B.7 Producción de Oxígeno por medio de la Destilación de Aire

La producción industrial de oxígeno desde aire ha sido posible por Linde y Claude, entre otros, quienes le dieron sus nombres a dos procesos de separación de aire. Las ideas de los procesos Linde y Claude pasaron a formar los conceptos básicos para la producción de oxígeno a gran escala de estos días.

B.7.1 Proceso Linde

Para lograr temperaturas suficientemente bajas para condensar el aire, el proceso LINDE hace uso del efecto de Joule – Thompson, el cual establece que la temperatura de un gas cambia al ser expandido a través de un pequeño orificio. La magnitud de esta temperatura cambia dependiendo de los factores tales como la composición y temperatura del gas y el cambio de presión. Este estrangulamiento de aire, a presión atmosférica y temperatura ambiente, produce un descenso de la temperatura de $0,25\text{ °C}$ ($32,5\text{ °F}$) por $0,1\text{ MPa}$ (1 bar ; $14,5\text{ psig}$).

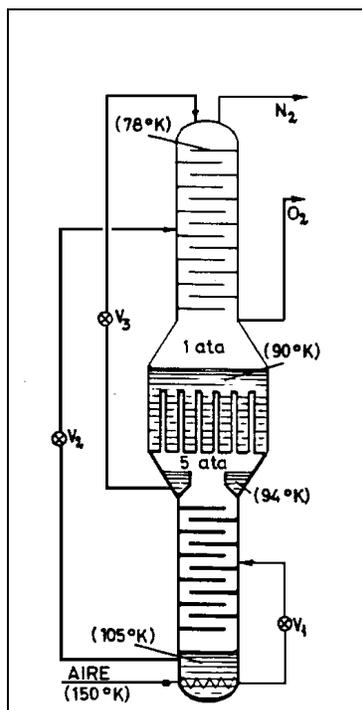


Figura B.9 Doble Columna Linde

Este enfriamiento del aire no es suficiente para su condensación o licuefacción. Sin embargo, el descenso de temperatura a 20 MPa de presión (200 bar; 2900 psig) es más de 40 °C (104 °F) por 0,1 MPa (14,5 psig). Por lo tanto, en todos los procesos basados en LINDE el aire es comprimido, enfriado en un enfriador de agua a temperatura ambiente e intercambiador de calor (ver figura B.10). Después de pasar a través de la válvula de estrangulamiento, parte del aire se condensa, mientras el aire remanente altamente enfriado es usado para el enfriamiento del aire comprimido en el enfriador a contracorriente.

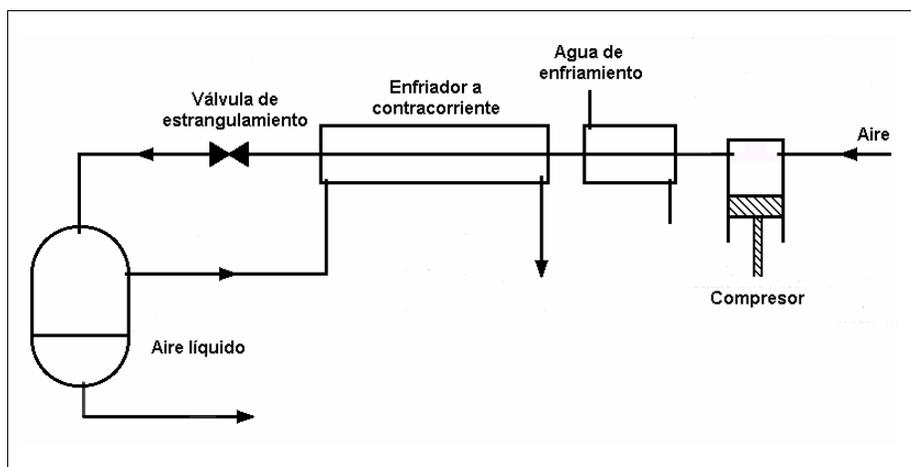


Figura B.10 Diagrama esquemático del Proceso LINDE.

La eficiencia del sistema puede ser mejorada realizando la compresión y el estrangulamiento en varias etapas y enfriando el aire antes del estrangulamiento.

B.7.2 Proceso Claude

Se pueden lograr grandes disminuciones de temperatura si el aire comprimido, en vez de comenzar con el estrangulamiento, se expande realizando el trabajo en un equipo de expansión. Por razones prácticas, el gas no es condensado directamente; en cambio se hace pasar a través de un intercambiador de calor, el cual enfría el aire comprimido a -150 °C (-238 °F) inmediatamente antes de la estrangulación (ver figura B.11).

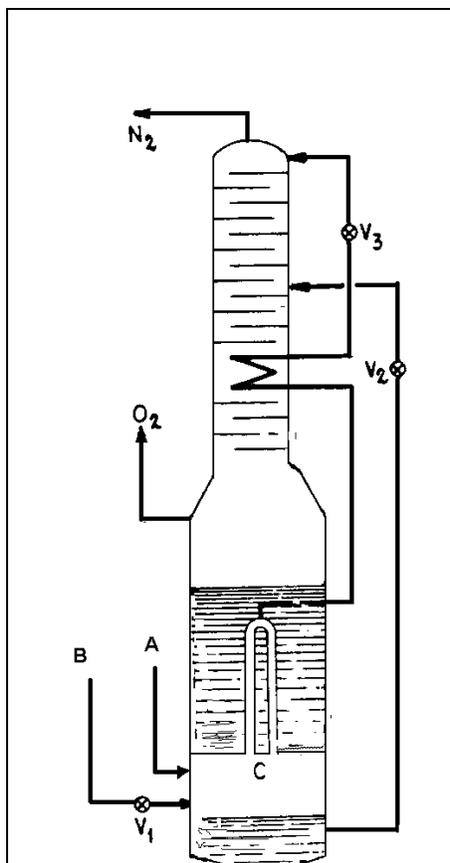


Figura B.11 Esquema de Destilación según Claude.

El aire es comprimido en un compresor a alrededor de 10 MPa (100 bar; 1450 psig) y enfriado a temperatura ambiente por el enfriador de agua. Enfriando a $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-40\text{ }^{\circ}\text{F}$) en el intercambiador de calor N°1. Una parte del aire comprimido es expandido a presión atmosférica a alrededor de $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-256\text{ }^{\circ}\text{F}$) que sirve como enfriador en el intercambiador de calor N°2, donde una parte del aire comprimido que es estrangulado pasa a líquido. El aire que no condensa es mezclado con el aire expandido.

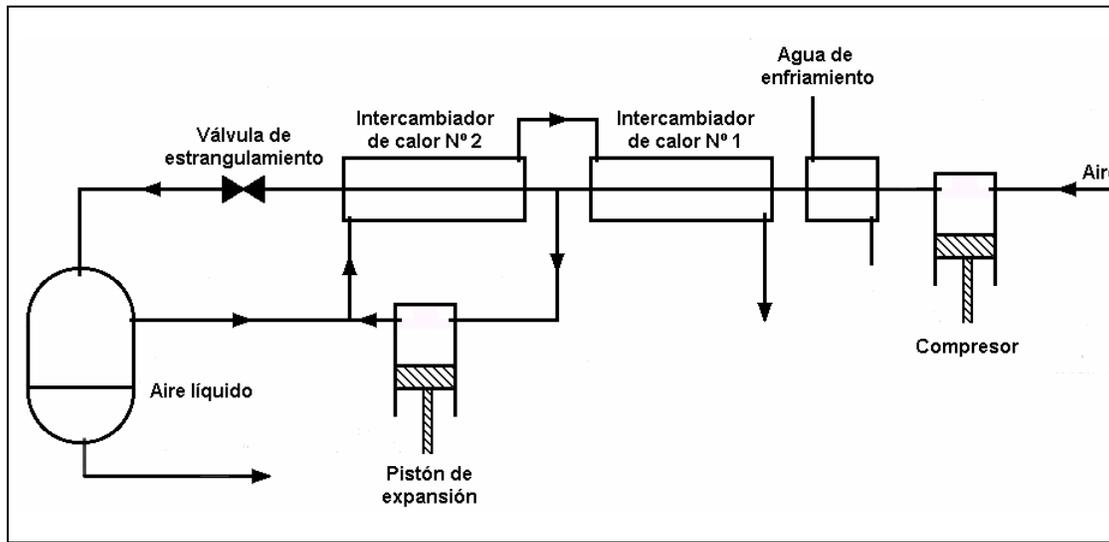


Figura B.12 Diagrama Esquemático del Proceso CLAUDE.

ANEXO C CORRELACIONES

C.1 Balances de Masa

Balance global

$$F_{aire} = F_{LOX} + F_{WN2} + F_{NG} \quad (1)$$

Balance por componente

$$zna \cdot F_{aire} = znl \cdot F_{LOX} + znw \cdot F_{WN2} + zng \cdot F_{NG} \quad (2)$$

$$zoa \cdot F_{aire} = zol \cdot F_{LOX} + zow \cdot F_{WN2} + zog \cdot F_{NG} \quad (3)$$

Luego despejando FWN de la ecuación 1 y FNG de la ecuación 2:

$$F_{WN2} = F_{aire} - F_{LOX} - F_{NG} \quad (4)$$

$$F_{NG} = F_{aire} \cdot \left[\frac{zna - znw}{zng - znw} \right] + F_{LOX} \cdot \left[\frac{znw - znl}{zng - znw} \right] \quad (5)$$

Y finalmente reemplazando (4) y (5) en (3), factorizando y despejando Faire:

$$F_{aire} = F_{LOX} \cdot \left[\frac{zol(zng - znw) - zow(zng - znw) - zow(znw - znl) + zog(znw - znl)}{zoa(zng - znw) - zow(zng - znw) + zow(zna - znw) - zog(zna - znw)} \right]$$

Como el FLOX corresponde al producido por la columna K01/K02, el flujo de GOX corresponde aproximadamente al 98,291% del flujo total producido de LOX. Por lo tanto:

$$F_{aire} = \frac{F_{GOX}}{0.98291} \bullet \left[\frac{z_{ol}(z_{ng} - z_{nw}) - z_{ow}(z_{ng} - z_{nw}) - z_{ow}(z_{nw} - z_{nl}) + z_{og}(z_{nw} - z_{nl})}{z_{oa}(z_{ng} - z_{nw}) - z_{ow}(z_{ng} - z_{nw}) + z_{ow}(z_{na} - z_{nw}) - z_{og}(z_{na} - z_{nw})} \right]$$

Finalmente el valor de la constante calculada es:

$$F_{aire} = 5,172 \bullet G_{ox}$$

Para calcular el resto de los flujos, se procede de la misma manera.

ANEXO D INSTRUMENTACIÓN

A continuación se muestra un listado de los instrumentos que posee actualmente POX2.

D.1 Analizadores

A. TAG

Análisis
Principio de medición
Fabricante
Tipo
Punto de muestreo
Ubicación
Temperatura de Operación °C
Presión de Operación Bar

B. AIT 130

SO2 en Aire
Fluorescencia Ultra Violeta
COSMA
ONIX 500
AP 090 AP 128 AP 122A / AP 122B
450 AG 02 450 AG 04 R01A / R01B
105 20 30
6,4 6,4 6,2

C. TAG

Análisis
Principio de medición
Fabricante
Tipo
Punto de muestreo
Ubicación
Temperatura de Operación °C
Presión de Operación Bar

D. AIT 132

H2O en Aire
Regeneración de Ácido Fosfórico
SCHLUMBERGER
HEBS
AP 133A / AP 133B AP 202 AP 134
R01A / R01B 250 AG 12 450 AG 04
30 30 30
6,2 8,9 6,2

E. TAG

Análisis
Principio de medición
fabricante
Tipo
Punto de muestreo
Ubicación
Temperatura de Operación °C
Presión de Operación Bar

F. AIT 135

CO2 en Aire
Absorción Infrarroja
COSMA
RUBIS 3000
AP 138A / AP 138B AP 136 AP 137
R01A / R01B 450 AG 07 450 AG 04
30 30 30
6,2 6,2 6,2

G. TAG

Análisis
Principio de medición
Fabricante
Tipo
Punto de muestreo
Ubicación
Temperatura de Operación °C
Presión de Operación Bar m

H. AIT 211

Analizador de Gas N2
Celda de Zirconio
MECANALYSE
WOM tipo C
AP 239 AP 216
K01 450 NG 04
-175 18
5,9 0,3

I. TAG

Análisis

J. AIT 228

Analizador de Gas O2

| | | |
|-----------------------------|-------------------|-----------|
| Principio de medición | Celda de Zirconio | |
| Fabricante | MECANALYSE | |
| Tipo | WOM P80 | |
| Punto de muestreo | AP 235 | AP 221 |
| Ubicación | K02 | 300 OG 03 |
| Temperatura de Operación °C | 18 | -177 |
| Presión de Operación Bar m | 2,9 | 1 |

D.2 Indicadores Locales de Presión

| | | | |
|------------|------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | BOURDON | | |
| Tipo | MIX 150 Tipo A | | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PI 224 | Aire | 8,8 | -165 |
| PI 280 | Aire Líquido | 8,8 | -167 |
| PI 231 | N2 Desecho (WN2) | 0,78 | -173 |
| PI 243B | N2 Desecho (WN2) | 0,83 | -190 |
| PI 247B | Nitrógeno | 5,9 | -175 |
| PI 253 | O2 Líquido | 3 → 4 | -177 |
| PI 254 | O2 Líquido | 3 → 4 | -177 |
| PI 258 | O2 Líquido | 3,1 → 4,3 | -177 |
| PI 259 | O2 Líquido | 3,1 → 4,3 | -177 |
| PI 276 | O2 Líquido | 1 → 2,3 | -177 |
| PI 277 | O2 Líquido | 1 → 2,3 | -177 |
| PI 416 | Oxígeno | 15,2 | 18 |
| PI 418 | Oxígeno | 15,2 | 10 → 30 |
| PI 454 | Oxígeno | 15 | 18 |
| PI 455 | Oxígeno | 15 | 18 |
| PI 159 | Aire | 6,2 | 30 |
| PI 457 | Agua | 3,5 | 20 |
| PI 460 | Agua | 3,5 | 20 |
| PI 469 | Agua | 7,5 | 20 |
| PI 472 | Agua | 7,5 | 20 |

| | | | |
|------------|----------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | BOURDON | | |
| Tipo | MIX 150 Tipo D | | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PI 503 | Nitrógeno | 0,3 | --- |
| PI 505 | Nitrógeno | 0,3 | --- |

D.3 Indicadores de Presión Panel Local

| | | | |
|-------------|------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Panel Local | | Y26 | |
| Fabricante | | BOURDON | |
| Tipo | | MIX 150 Tipo A | |
| Nº TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PI 106 | N2 Desecho (WN2) | Atmosférica | 18 → 220 |
| PI 110 | Aire | 6,2 | 30 |
| PI 116 | N2 Desecho (WN2) | 0,4 | 200 → 250 |
| PI 117 | Aire | 6,2 | 30 |
| PI 129 | Aire | 6,4 | 20 |

| | | | |
|-------------|---------|-----------------------------|-----------------------------|
| Panel Local | | Y27 | |
| Fabricante | | BOURDON | |
| Tipo | | MIX 150 Tipo B | |
| Nº TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PI 443 | Oxígeno | 15,2 | -183 |
| PI 449 | Oxígeno | 15,2 | -183 |

D.4 Indicadores de Presión del Panel Principal

| | | | |
|-----------------|------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Panel Principal | | Y25 | |
| Fabricante | | BOURDON | |
| Tipo | | LAC 2_144 | |
| Nº TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PI 104 | Aire | 6,4 | 20 |
| PI 157 | Aire | 6,2 | 30 |
| PI 204 | Aire | 8,9 | 30 |
| PI 210 | Nitrógeno | 5,8 | -70 |
| PI 215 | Nitrógeno | 0,5 | 18 |
| PI 225 | Oxígeno | 2,9 | 18 |
| PI 243A | N2 Desecho (WN2) | 0,83 | -190 |
| PI 247A | Nitrógeno | 5,9 | -175 |
| PI 249 | Oxígeno Líquido | 3 | -177 |
| PI 257 | Oxígeno Líquido | 3,1 | -177 |
| PI 414 | Oxígeno | 2,9 | 18 |
| PI 229 | Aire | 6 | -165 |

D.5 Interruptores de Presión

| | | |
|------------|------------------|-----------------------------|
| Fabricante | | GEORGIN |
| Tipo | | INDUSTRIAL |
| Nº TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] |
| PSL 111 | N2 Desecho (WN2) | 6,2 |
| PSL 114 | N2 Desecho (WN2) | 6,2 |

D.6 Interruptores de Presión Diferencial

| | | | |
|------------|------------------|------------------------|---------------|
| Fabricante | | BOURDON | |
| Tipo | | LAC 2_144 | |
| Nº TAG | Fluido | Δ Presión (bar) | Presión (bar) |
| PDSL 112A | N2 Desecho (WN2) | 5,8 | 6,2 |
| PDSL 112B | N2 Desecho (WN2) | 5,8 | 6,2 |
| PSL 156 | N2 Desecho (WN2) | 75 | 400 (mbar) |

D.7 Interruptores de Nivel

| | |
|---------------|----------------------|
| K. TAG | L. LSL 451 |
| M. TAG | N. LSL 485 |
| Fluido | Agua |
| Principio | Interruptor Flotante |
| Fabricante | VEGA Technique |

D.8 Indicadores de Flujo

| | |
|---------------------|-----------------------|
| O. TAG | P. FI 501 |
| Fluido | Aire |
| Material conexiones | Acero inoxidable 316L |
| Fabricante | FOXBORO |
| Tipo | LO_P_K_Y_DE.B |

D.9 Diafragmas Diferenciales de Flujo

D.9.1 Medidores de Flujo con Vena Contracta

| Fabricante | | SOFAMECA | | | | |
|------------|-----------|-----------------------|-----------------------|--------------|-----------------------|----------|
| Tipo | | Nº3 | | | | |
| Nº TAG | Fluido | Diámetro Nominal (mm) | Diámetro Externo (mm) | Espesor (mm) | Posición Cañería (mm) | Material |
| FE 156 | WN2 | 500 | 508 | 6 | Horizontal | E24-2 |
| FE 157 | Aire | 450 | 457 | 6 | Horizontal | E24-2 |
| FE 213 | Nitrógeno | 450 | 457 | 6 | Horizontal | E24-2 |

| Nº TAG | Presión (atma) | Temperatura (°C) | Flujo Nominal Nm3/h | Flujo máximo Nm3/h |
|--------|----------------|------------------|---------------------|--------------------|
| FE 156 | 0,13 | 18 | 34200 | 40000 |
| FE 157 | 0,69 | 30 | 59400 | 70000 |
| FE 213 | 0,108 | 18 | 13500 | 15000 |

D.9.2 Medidores de Flujo con Esquina

| Fabricante | | SOFAMECA | | | | |
|------------|----------------|-----------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|----------|
| Tipo | N°4 | | | | | |
| N° TAG | Fluido | Diámetro Nominal (mm) | Diámetro Externo (mm) | Espesor (mm) | Posición Cañería (mm) | Material |
| FE 225 | Oxígeno | 300 | 323,9 | 7,1 | Horizontal | Tu 37A |
| FE 414 | Oxígeno | 12" | 323,8 | 9,53 | Horizontal | A106 GrB |
| N° TAG | Presión (atma) | Temperatura (°C) | | Flujo Nominal Nm3/h | Flujo máximo Nm3/h | |
| FE 225 | 0,37 | 18 | | 11500 | 15000 | |
| FE 414 | 0,364 | 18 | | 11500 | 15000 | |

| Fabricante | | SOFAMECA | | | | |
|------------|----------------|-----------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|----------|
| Tipo | N°2 | | | | | |
| N° TAG | Fluido | Diámetro Nominal (mm) | Diámetro Externo (mm) | Espesor (mm) | Posición Cañería (mm) | Material |
| FE 501 | Aire | 150 | 168,3 | 4,5 | | Tu 37a |
| N° TAG | Presión (atma) | Temperatura (°C) | | Flujo Nominal Nm3/h | Flujo máximo Nm3/h | |
| FE 501 | 0,685 | 30 | | 5000 | 6000 | |

D.10 Diafragmas Diferenciales de Flujo con Tubos Calibrados

| Fabricante | | DANIEL | | | | |
|------------|----------------|-----------------------|-----------------------|--------------------|-----------------------|-----------|
| Tipo | | | | | | |
| N° TAG | Fluido | Diámetro Nominal (mm) | Diámetro Externo (mm) | Espesor (mm) | Posición Cañería (mm) | Material |
| FE 248 | Oxígeno | 25 | 33,7 | 1,6 | Horizontal | Z2CN18-10 |
| N° TAG | Presión (atma) | Temperatura (°C) | | Flujo Nominal m3/h | Flujo máximo m3/h | |
| FE 248 | 1 | -177,4 | | 0,259 | 0,900 | |

D.11 Orificios de Restricción

| Fabricante Nº TAG | Material | Diámetro 1 | SOFAMECA | | | PN |
|----------------------|----------|------------|------------|------------------|------------------|----|
| | | | Diámetro 2 | Diámetro Externo | Diámetro Nominal | |
| FO 107 | 304L | 450 | 585 | 6 | 500 | 10 |
| FO 119 | 304L | 40 | 133 | 3 | 80 | 10 |
| FO 120 | 304L | 60 | 158 | 3 | 100 | 10 |
| FO 121 | 304L | 60 | 158 | 3 | 100 | 10 |
| FO 146 | 304L | 82 | 268 | 6 | 200 | 10 |

D.12 Elementos de Flujo

| Fabricante Nº TAG | Fluido | Material | AUXITROL | | Temperatura (°C) | Presión (bar) |
|----------------------|--------|------------------|-----------------------|-----------------------|------------------|---------------|
| | | | Diámetro Externo (mm) | Diámetro Interno (mm) | | |
| FE 476 | Agua | Acero Carbono | 168,3 | 154,1 | 20 | 7,5 |
| FI 476 | Agua | Acero Carbono | 168,3 | 154,1 | 20 | 7,5 |

D.13 Rotámetros

| Fabricante Nº TAG | Fluido | Presión (bar) | KROHNE | | Diámetro Nominal (mm) | Tipo |
|----------------------|-----------|---------------|------------------|----------------------------|-----------------------|--------|
| | | | Temperatura (°C) | Flujo (Nm ³ /h) | | |
| FI 502 | Aire | 6,6 | 18 | 100 | 50 | GA 24N |
| FI 504 | Nitrógeno | 0,25 | 18 | 26 → 40 | 50 | FA 10N |
| FI 506 | Nitrógeno | 0,25 | 18 | 26 → 40 | 50 | FA 10N |

D.14 Puntos de Medición de Temperatura

| Fabricante Tipo | | L'AIR LIQUIDE A(X804029) DE BAJA TEMPERATURA | | | | |
|--------------------|---------|---|---------|---------|---------|---------|
| Número de TAG | | | | | | |
| TE 105A | TE 105B | TE 105C | TE 105D | TE 105E | TE 105F | TE 105G |
| TE 105H | TE 105J | TE 105K | TE 105L | TE 105M | TE 105N | |
| TE 109.1 | TE 218 | TE 237 | TE 279 | TE 280 | | |
| TE 157 | TE 225 | | | | | |
| TE 230A | TE 230B | TE 230C | TE 230D | TE 230E | TE 230F | TE 230G |
| TE 230H | TE 230J | | | | | |
| TE 415A | TE 415B | *TE 415C | TE 414 | TE 509A | | |

* Fabricado por: IONITHERM

| | |
|---------------|--------------------------------|
| Fabricante | L'AIR LIQUIDE |
| Tipo | A(X804029) DE ALTA TEMPERATURA |
| Número de TAG | |
| TE 109.2 | |

D.15 Interruptores de Temperatura

| | | | |
|---------------|-------------------------|-----------------------------|-----------|
| Fabricante | | GEORGIN | |
| Tipo | | INDUSTRIAL | |
| N° TAG | Fluido | Temperatura de Operación °C | Escala |
| TSL / TSH 140 | Nitrógeno Desecho (WN2) | 220 | 160 → 250 |
| TSL/ TSH 160 | Nitrógeno Desecho (WN2) | | 160 → 250 |
| TSL 421 | Oxígeno | 18 | -20 → 20 |
| Q. | | | |

D.16 Termómetros

| | | | |
|------------|-------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | | BOURDON | |
| Tipo | | TIX_150_Va_ADS_SR | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| TI 161 | Nitrógeno Desecho (WN2) | 0,5 | 220 |
| TI 162 | Nitrógeno Desecho (WN2) | 0,5 | 220 |
| TI 508 | Aire | 6,2 | 80 |

| | | | |
|------------|--------|-----------------------------|-----------|
| Fabricante | | BERGER | |
| Tipo | | OPTIC GLASS | |
| N° TAG | Fluido | Temperatura de Operación °C | Tipo |
| TI 480 | Agua | 20 | B CAR 90° |
| TI 481 | Agua | 20 | B CAR 90° |
| TI 482 | Agua | 20 | B CAR 90° |
| TI 483 | Agua | 20 | B CAR 90° |
| TI 468 | Agua | 35 | B CAR 90° |
| TI 510 | Agua | 20 | A T.D |

D.17 Transmisores de Presión

| | | | |
|------------|------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | E11GM | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PT 224 | Aire | 6,16 | 30 |
| PI 280 | N2 Desecho (WN2) | 0,53 | 18 |
| PI 231 | Oxígeno Gaseoso | 2,86 | 18 |
| PI 243B | Oxígeno Gaseoso | 15,2 | 18 |
| PI 247B | Oxígeno Gaseoso | 2,86 | 18 |
| PI 472 | Oxígeno Gaseoso | 15,2 | 10 → 30 |

| | | | |
|------------|-----------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | E13 DM | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| PT 424 | Oxígeno Gaseoso | 59 mbar | -177 |

D.18 Transmisores de Presión Diferencial

| | | | |
|------------|-------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | E13 DM+XJBAD | |
| N° TAG | Fluido | Presión de Operación [barm] | Temperatura de Operación °C |
| LT 102 | Agua | 6,5 | 105 |
| FT 156 | N2 Desecho (WN2) | 0,5 | 18 |
| FT 157 | Aire | 6,16 | 30 |
| PDT 205 | Aire | 8,98 | 30 |
| PDT 208 | Aire | 8,98 | 30 |
| FT 213 | Nitrógeno Gaseoso | 0,25 | 18 |
| FT 225 | Oxígeno Gaseoso | 2,9 | 18 |
| LT 242 | Líquido Rico | 6 | -170 |
| LT 246 | Oxígeno Líquido | 1 | -177 |
| FT 248 | Oxígeno Líquido | 2,8 | -177,4 |
| FT 414 | Oxígeno Gaseoso | 2,84 | 18 |
| LT 232 | Oxígeno Líquido | 3 | -177 |

D.19 Transmisores de Temperatura

| | | | |
|------------|----------|-----------------|----------|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | SPEC200_2AI.P2V | |
| N° TAG | Desde | Escala °C | Hacia |
| TT 157 | TE 157 | 0-50 | FY 157.2 |
| TT 225 | TE 225 | 0-30 | FY 225.2 |
| TT 414 | TE 414 | 0-30 | FY 414.2 |
| SPARE | | 0-30 | |
| TT 109.1 | TE 109.1 | 0-300 | TR 109.1 |
| TT 109.2 | TE 109.2 | 0-300 | TR 109.1 |

D.20 Convertidores:

D.20.1 Transmisores De Presión Diferencial

| | | | |
|------------------|--------|--------------------|--------|
| Fabricante | | SCHLUMBERGER-SEREG | |
| Tipo | | 41116 | |
| Señal de entrada | | 4-20 mA | |
| Señal de salida | | 3-15 psi | |
| N° TAG | PY 201 | HY 212 | PY 226 |

D.21 Interruptores Indicadores de Temperatura

| | | | |
|------------|--------------------|--------------------------|--|
| Fabricante | | CORECI | |
| Tipo | | AMPLICOR | |
| | | Ajuste de Punto de seteo | |
| N° TAG | Temperatura normal | N° TAG | |
| TI 218 | -134 | TSL 218 | |
| TI 237 | -174 | TSL 237 | |
| TI 264 | -10 → 30 | TSL 264 | |
| | | TSH 264 | |
| TI 265 | -10 → 30 | TSL 265 | |
| | | TSH 265 | |

D.22 Indicadores Eléctricos

| | | | |
|------------|--------|------------|--|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | SPEC200 | |
| N° TAG | Unidad | Graduación | |
| FI 156 | Nm3/h | 0-10√ | |
| FI 213 | Nm3/h | 0-10√ | |
| FI 248 | Nm3/h | 0-10√ | |

| | | | |
|------------|--------|------------------------|--|
| Fabricante | | FOXBORO | |
| Tipo | | DURANT | |
| | | 8.YP.1.3.RMF.PM/PMS_1B | |
| N° TAG | Unidad | Flujo máximo | |
| FQI 156 | Nm3/h | 15000 | |
| FQI 248 | Nm3/h | 15000 | |

| | | | |
|------------|--------|--------------------|--|
| Fabricante | | SCHLUMBERGER-SEREG | |
| Tipo | | NORMEUROPE NE144 | |
| N° TAG | Unidad | Escala | |
| PI 413 | Bar | 250° | |

D.23 Módulos de Cálculo

| | | |
|------------|----------|-------------------|
| Fabricante | | FOXBORO |
| Tipo | | SPEC200_2AP+SQE |
| Nº TAG | Entrada | Salida |
| FY 157.1 | FY 157.2 | FR 157 |
| FY 225.1 | FY 225.2 | FR 225 y FY 225.3 |
| FY 414.1 | FY 414.2 | FR 414 Y FR 414.3 |

D.24 Corrección de Flujo

| | | |
|------------|----------------------------|-----------------|
| Fabricante | | FOXBORO |
| Tipo | | SPEC200_2AP+MUL |
| Nº TAG | Entrada | Salida |
| FY 157.2 | PT 157 TT 157 FT 157 | FY 157.1 |
| FY 225.2 | PT 225 TT 225 FT 225 | FY 225.1 |
| FY 414.2 | PT 414 TT 414 FT 414 | FY 414.1 |

D.25 Integradores

| | | |
|------------|----------|-----------|
| Fabricante | | FOXBORO |
| Tipo | | 2AP+INL_L |
| Nº TAG | Entrada | Salida |
| FY 225.3 | FY 225.1 | FQI 225 |
| FY 414.3 | FY 414.1 | FQI 225 |

D.26 Registradores Eléctricos

| | | |
|-----------------------|---------|----------------------|
| Fabricante | | FOXBORO |
| Tipo | | SPEC200 220S-3F5+DIO |
| Registrador eléctrico | | TR 109 |
| Nº TAG | Unidad | Graduación |
| TR 109.1 | °C | 0 – 300 |
| TR 109.2 | °C | 0 – 300 |
| AR 132 | VPM H2O | 0 -10 VPM |
| PR 414 | Bar | 0 – 6 Bar |
| Registrador eléctrico | | FR 157 |
| Nº TAG | Unidad | Graduación |
| FR 157 | Nm3/h | 0-100 L |
| AR 801 | pH | 2-12 L |
| Registrador eléctrico | | FR 225 |

| Nº TAG | Unidad | Graduación |
|--------|--------|--------------|
| FR 225 | Nm3/h | 0 -100 L |
| FR 414 | Nm3/h | 0 – 100 L |
| AR 228 | % | 100 – 80 Pag |

D.27 Módulos de Entrada y Salida Foxboro

D.27.1 Módulos de entrada

| | |
|------------|--|
| Fabricante | FOXBORO |
| Tipo | SPEC200_2AI I3V |
| Entrada | 4 – 20 mA desde el transmisor o analizador |
| Salida | 0 – 10 V |
| Entrada | Salida |
| LT 102 | LIC 102 |
| FT 156 | FI 156A |
| FT 157 | FY 157.2 |
| PT 157 | FY 157.2 |
| LT 242 | LIC 242 |
| PT 201 | PIC 201 |
| FT 213 | FI 213A |
| AIT 228 | AR 228 |
| LT 246 | LIC 246 |
| FT 248 | FI 248 |
| PT 424 | PIC 424 |
| LT 232 | LIC 232 |
| PT 225 | FY 225.2 |
| | PIC 226 |
| FT 225 | FY 225.2 |
| FT 414 | FY 414.2 |
| PT 414 | FY 414.2 |
| | PIC 401 |
| PT 418 | PIC 418 |
| PDT 205 | PDSL 205 |
| PDT 208 | PDSL 208 |
| AIT 801 | AR 801 |
| AT 228 | AR 228 |

D.27.2 Módulos de salida

| | |
|------------|----------------------------|
| Fabricante | FOXBORO |
| Tipo | SPEC200_2AO V3I |
| Entrada | 0 – 10 V |
| Salida | 4 – 20 mA hacia la válvula |
| Entrada | Salida |
| LIC 102 | LV 102 |
| HIC 240 | HV 240 |
| HIC 234 | HV 234 |
| LIC 242 | LV 242 |
| HIC 233 | HV 233 |
| PIC 201 | PV 201 |
| HIC 220 | HV 220 |
| HIC 212 | HV 212 |

| | |
|---------|-------------------|
| LIC 246 | LV 246 |
| PIC 424 | PV 424A Y PV 424B |
| LIC 232 | LV 232 |
| PIC 226 | PV 226A Y PV 226B |
| PIC 418 | PV 418 |
| PIC 401 | PV 401A Y PV 401B |

| | |
|------------|------------------------------|
| Fabricante | FOXBORO |
| Tipo | SPEC200_2AO IPDR |
| Entrada | 0 – 10 V desde el integrador |
| Salida | Impulsos |
| Entrada | Salida |
| FY 225.3 | FQI 225 |
| FY 414.3 | FQI 414 |
| FY 248.1 | FQI 248 |

D.28 Indicadores Electricos Multidireccionales

| | | | |
|-----------------------|---------------------|--|----------|
| Fabricante Indicador | L'AIR LIQUIDE | | |
| Tipo Indicador | P500 | | |
| Fabricante Conmutador | CORECI | | |
| Tipo Conmutador | B2PV12FR | | |
| HJS 105 | HJS 230 | | HJS 509 |
| TI 105G | TI 115B | | |
| TI 105C | TI 230G | | |
| TI 105H | TI 230H | | |
| TI 105J | TI 230 ^a | | |
| TI 105 ^a | TI 230E | | |
| TI 105K | TI 230C | | TI 105 N |
| TI 105E | TI 415 ^a | | |
| TI 105F | TI 415C | | |
| TI 105M | TI 230J | | |
| TI 105D | TI 230B | | |
| TI 105B | TI 230F | | |
| TI 105L | TI 230D | | TI 509A |

R.

D.29 Controladores

S.

| Fabricante | FOXBORO | | | | |
|------------|-----------------------|------------|----------|------------------------|----------------------|
| Tipo | SPEC200_230.SM72AC+A4 | | | | |
| Nº TAG | Modo de acción | Graduación | Acciones | Dispositivo controlado | Factor multiplicador |
| LIC 102 | Directo | 0 – 100 | PI | LV 102 | 1 |
| PIC 201 | Directo | 0 – 100 | PI | PV 201 | 0,01 |
| PIC 226 | Directo | 0 – 100 | PI | PV 226A PV 226B | 0,04 |
| LIC 232 | Directo | 0 – 100 | PI | LV 232 | 1 |
| LIC 242 | Directo | 0 – 100 | PI | LV 242 | 1 |
| LIC 246 | Directo | 0 – 100 | PI | LV 246 | 1 |
| PIC 401 | Directo | 0 – 100 | PI | PV 401A | 0,04 |

| | | | | | |
|---------|---------|---------|----|---------|-----|
| PIC 418 | Directo | 0 – 100 | PI | PV 401B | 0,2 |
| PIC 424 | Directo | 0 – 100 | PI | PV 418 | |
| | | | | PV 424A | |
| | | | | PV 424B | |

D.30 Transmisores Electrónicos de Medida

| | | |
|-----------------------|--------|-------------------|
| Fabricante | | FOXBORO |
| Tipo | | SPEC200_2AP+ALMAR |
| Registrador eléctrico | | TR 109 |
| Nº TAG | Unidad | Graduación |
| LSL 102 | % | 0 – 100 |
| LSH 102 | % | 0 – 100 |
| PSL 424 | Bar | 0 – 100 |
| PSH 424 | Bar | 0 – 100 |
| PSH 418 | Bar | 0 – 100 |
| FSL 156 | Nm3/h | 0 – 100 |
| PDSL 205 | Bar | 0 – 100 |
| PDSL 208 | Bar | 0 – 100 |
| TSL 109.1 | °C | 0 – 100 |
| TSH 109.1 | °C | 0 – 100 |
| TSL 109.2 | °C | 0 – 100 |
| TSH 109.2 | °C | 0 – 100 |

D.31 Alarmas

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | ALARMA | | | | |
|--|-----------|--|--------------------------|-----------|----------|----------|-----------|
| | | | <u>UNIDA</u> <u>D</u> | <u>LL</u> | <u>L</u> | <u>H</u> | <u>HH</u> |
| Sistema Compresión Aire Principal SULZER | | | | | | | |
| Estanque de Aceite | YAL-601C | Baja temperatura aceite | | | | | |
| Sistema de Lubricación | YAL-606D | Detención extractor de gases | | | | | |
| | LAL-012 | Bajo nivel estanque de aceite | | | | | |
| | TAH-019B | Alta temperatura aceite | | | | | |
| | TAL-019B | Baja temperatura aceite | | | | | |
| | IT2-CAC01 | Corriente Calefactor Aceite | A | | | 8 | 9 |
| | IT2-BAC01 | Corriente Bomba Aceite | A | | | 9 | 9,5 |
| | PAL-023B | Baja presión aceite | | | | | |
| | IT-EXC | Corriente Excitatriz C01 | A | | | 520 | |
| | FAL-003 | Bajo caudal del agua industrial | | | | | |
| | PAL-053 | Baja presión en la boca de entrada del aceite a las conexiones | | | | | |

| | |
|----------|--|
| TAH-055 | Alta temperatura en la ventilación de aire del motor |
| ZAL-083 | Cerrada la válvula de verificación |
| PDAH-062 | Alta presión diferencial en el filtro de aire |
| ZAH-032 | Desplazamiento axial negativo positivo |
| ZLHH-081 | Abierta la válvula "Anti-Surge" |
| ZAH-082 | Iniciase apertura de la válvula "Anti-Surge" |
| TAH-024 | Alta temperatura en la conexión del motor |
| TAH-025 | Alta temperatura en la conexión del motor |
| TAH-054 | Alta temperatura en el estator del motor |

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | UNIDA <u>D</u> | ALARMA | | | |
|--|---------|---|-------------------|-----------|----------|----------|-----------|
| | | | | <u>LL</u> | <u>L</u> | <u>H</u> | <u>HH</u> |
| Sistema Compresión Aire Principal SULZER | | | | | | | |
| | TAH-026 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-027 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-028 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-029 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-030 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-031 | Alta temperatura en la conexión del multiplicador | | | | | |
| | TAH-042 | Alta temperatura en la conexión del compresor | | | | | |
| | TAH-045 | Alta temperatura en la conexión del compresor | | | | | |
| | TAH-077 | Alta temperatura en la boca de salida del compresor de aire | | | | | |

| | | | | | | | | |
|-----------------------------|----------|---|--------------------|------|-------|-----|-----|-----|
| | TAH-070 | Alta temperatura en la boca de salida del aire en la 1ª rueda | | | | | | |
| | TAH-076 | Alta temperatura en la boca de entrada de la 5ª etapa | | | | | | |
| Sistema Tamices R01A y R01B | | | | | | | | |
| | AIT-132 | Alta Humedad del Aire | ppm | | | | | 5 |
| | AIT-135 | Alta Concentración CO2 | ppm | | | | | 6 |
| | AI-132A | Alta Humedad R01A | ppm | | | | | 9 |
| | AI-132B | Alta Humedad R01B | ppm | | | | | 9 |
| | AI-135A | Alta Concentración CO2 R01A | ppm | | | | | 6 |
| | AI-135B | Alta Concentración CO2 R01B | ppm | | | | | 6 |
| | FA-156 | Bajo / Bajo Bajo Flujo N2 Reactivación | NM ³ /H | 9000 | 10300 | | | |
| | PAL-111 | Baja Presión R01A | KPa | | | | 50 | |
| | PAL-114 | Baja Presión R01B | KPa | | | | 50 | |
| | PT-156 | Alta Presión N2 Entrada Tamices | KPa | | | | | 35 |
| | TE-109-1 | Temperatura Tamices en Enfriamiento | °C | | | 36 | 50 | 120 |
| | TE-109-2 | Alta / Baja Temperatura N2 Entrada Tamices | °C | | | 100 | 150 | |

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | UNIDA | ALARMA | | | | |
|-----------------------------|-----------|---|-------|----------|-----------|----------|----------|-----------|
| | | | | <u>D</u> | <u>LL</u> | <u>L</u> | <u>H</u> | <u>HH</u> |
| Sistema Tamices R01A y R01B | | | | | | | | |
| | TE-140 | Alta / Baja Temperatura Salida E10-2 | °C | | | 150 | 250 | |
| | TE-160 | Alta / Baja Temperatura N2 Salida E10-3 | °C | | | 150 | 250 | |
| | PRO-CALEN | Problema Calentamiento | | | | | | |
| | FALLA-CAL | Falla Calentamiento | | | | | | |
| | TE-157 | Alta / Baja Temperatura Aire Salida R01A/B | °C | | | 30 | 70 | |
| | LT-102A | Alto Alto / Alto / Bajo Nivel Agua Torre Lavado | % | | | 50 | 80 | 90 |
| | PT-117 | Alta Presión Salida R01B | KPa | | | | 700 | |
| | PT-110 | Alta Presión Salida R01A | KPa | | | | 700 | |
| | PI-110B | Alta Presión Diferencial R01B | KPa | | | | 25 | |
| | PT-116 | Alta Presión N2 Entrada Tamiz | KPa | | | | 35 | |
| | TE-105-B | Alta / Alta Alta Temperatura Salida Tamices | °C | | | | 45 | 50 |

| | | | | | |
|-------------------|-----------|---------------------------------------|-----|-----|------|
| | ZT-102B | Válvula Abierta | % | 80 | --- |
| | IT-E10-3A | Alta Alta / Alta Corriente E10-3A | A | 85 | 90 |
| | IT-E10-3B | ALta Alta / Alta Corriente E10-3B | A | 85 | 90 |
| | IT-E10-3C | ALta Alta / Alta Corriente E10-3C | A | 80 | 90 |
| | IT-E10-3D | Alta Alta / Alta Corriente E10-3D | A | 100 | 100 |
| | PT-158 | Baja Presión Agua Make Up | KPa | 250 | |
| Sistema Caja Fría | | | | | |
| | AAL-228 | Baja Pureza Oxígeno Producción | % | 90 | |
| | LT-232A | Alto / Bajo Nivel Oxígeno B01 | % | 60 | 90 |
| | LT-242A | Alto / Bajo Nivel Columna K01 | % | 50 | 90 |
| | LT-246A | Alto / Bajo Nivel Columna K02 | % | 70 | 90 |
| | TE-105L | O2 Gas E08 a E04 | °C | | -145 |
| | TE-218 | Baja Temperatura N2 Salida Turbina | °C | 180 | |
| | TE-237 | Alta Temperatura O2 Entrada K02 | °C | | -170 |

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | UNIDA D | ALARMA | | | |
|---|----------|--|------------|--------|----|------|--------|
| | | | | LL | L | H | H H |
| Sistema Turbinas de expansión D01 o D02 | | | | | | | |
| Turbina D01 | TS-710 | Alta Alta / Alta / Baja / Baja Baja temperatura en la conexión de la turbina | °C | -10 | 10 | 120 | 120 |
| | TSH-712 | Alta temperatura en la conexión del ventilador | °C | | | 90 | 120 |
| | TSH-716 | Alta temperatura en la boca de salida del ventilador | °C | | | 90 | 120 |
| | TAH-281 | Alta temperatura del aire salida C02 | °C | | | 70 | 90 |
| | PDSH-707 | Alta presión diferencial turbina | kPa | | | 550 | 600 |
| | PDA-721 | Alta / Baja presión diferencial gas sello | kPa | | 0 | 30 | |
| | PAH-724 | Alta presión Aire Instrumentación | kPa | | 0 | 1000 | |

| | | | | | | | |
|---|---------|--|-----|-----|----|-------|-----|
| | PA-748 | Válvula By Pass PY-205 muy abierta | % | | 5 | | |
| | SAM-715 | Sobre-velocidad en la turbina | rpm | | | 30000 | |
| | ZAL-600 | Cerrada la válvula de la boca de entrada | | | | | |
| Estanque Aceite D01 | TE-726 | Temperatura estanque aceite | °C | | 15 | 70 | |
| | TE-737A | Temperatura calefactor estanque aceite | °C | | 15 | 50 | |
| Sistema Turbinas de expansión D01 o D02 | | | | | | | |
| Turbina D02 | TE-737B | Temperatura calefactor estanque aceite | °C | | 15 | 50 | |
| | PT-733 | Presión de aceite | kPa | 0 | 0 | 500 | |
| | DPA-732 | Alta presión diferencial filtro dual | kPa | | | 160 | |
| | TS-810 | Alta Alta / Alta / Baja / Baja Baja temperatura en la conexión de la turbina | °C | -10 | 10 | 120 | 120 |
| | TSH-812 | Alta temperatura en la conexión del ventilador | °C | | | 90 | 120 |
| | TSH-816 | Alta temperatura en la boca de salida del ventilador | °C | | | 90 | 120 |
| | TAH-282 | Alta temperatura del aire salida C03 | °C | | | 70 | 90 |
| | SAM-815 | Sobre-velocidad en la turbina | rpm | | | 30000 | |
| | PDA-807 | Alta Alta / Alta presión diferencial turbina | kPa | | | 550 | 600 |

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | UNIDA D | ALARMA | | | |
|---|----------|---|------------|--------|------|------|--------|
| | | | | LL | L | H | H H |
| Sistema Turbinas de expansión D01 o D02 | | | | | | | |
| Turbina D02 | PDA-821 | Baja /Alta presión diferencial gas sello | kPa | | 0 | 30 | |
| | PAH-824 | Alta presión Aire Instrumentación | kPa | | 0 | 1000 | |
| | PA-848 | Válvula By Pass PY-208 muy abierta | % | | 5 | | |
| Estanque Aceite D02 | TE-826 | Temperatura estanque aceite | °C | | 15 | 70 | |
| | TE-837A | Temperatura calefactor estanque aceite | °C | | 15 | 50 | |
| | TE-837B | Temperatura calefactor estanque aceite | °C | | 15 | 50 | |
| | PT-833 | Presión de aceite | kPa | 0 | 0 | 500 | |
| | DPA-832 | Alta presión diferencial filtro dual | kPa | | | 160 | |
| Sistema Almacenamiento y Expansión O ₂ | | | | | | | |
| | AIT-901 | Alto pH Bomba Detenida Bajo pH Bomba Funcionando | | | | 8,5 | |
| | PT-414 | Alto Nivel Oxígeno producción | kPa | | | 7,5 | 250 |
| | TE-421 | Baja Baja / Baja Temperatura O ₂ Gas Gasificador | °C | 1 | 2 | | |
| | FT-907 | Flujo Agua Alto / Bajo Filtro F04 | M3H | | 10 | 60 | |
| | LT-429A | Alto / Bajo Nivel Estanque B02 | mm | | 2000 | 7200 | |
| | PDIT-905 | Alta Diferencial Filtro F04 | Pa | | | 90 | |
| | PT-413 | Alta / Baja Presión Puros | KPa | | 1000 | 1700 | |
| | PT-418 | Alta / Baja Presión Estanque B03 | KPa | | 1000 | 1650 | |
| | PT-424 | Alta / Baja Presión Oxigeno B02 | Pa | | 20 | 8000 | |
| | PT-430 | Alta Presión Estanque B02 | KPa | | | 90 | |
| | PT-443 | Alta Presión P05A | KPa | | | 1500 | |
| | PT-449 | Alta Presión P05B | KPa | | | 1500 | |
| | TE-415B | Temperatura Salida Gasificador | °C | | 5 | | |
| | TE-480 | Alta Temperatura Aire Compresor | °C | | | 120 | |

| ZONA | TAG | DESCRIPCIÓN ALARMA | UNIDA <u>D</u> | ALARMA | | | |
|----------|--------------------------|---|-------------------|-----------|----------|----------|-----------|
| | | | | <u>LL</u> | <u>L</u> | <u>H</u> | <u>HH</u> |
| | PT-250 | Alta / Baja Presión Nitrógeno Línea Horno Basculante | KPa | | 500 | 700 | |
| CCM – Y2 | TE-264 | Muy Alta / Alta / Baja / Muy Baja Temperatura Descanso P01A | °C | -12 | -6 | 40 | 50 |
| | IT-266 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P01A | A | | | 6 | 8 |
| | TE-265 | Muy Alta / Alta / Baja / Muy Baja Temperatura Descanso P01B | °C | -12 | -7 | 45 | 50 |
| | IT-270 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P01A | A | | | 6 | 8 |
| | IT-462 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P03A | A | | | 145 | 149 |
| | IT-458 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P03B | A | | | 145 | 149 |
| | IT-473 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P02A | A | | | 60 | 65 |
| | IT-470 | Muy Alta / Alta Corriente Bomba P02B | A | | | 60 | 65 |
| | IT-440 | Alta Corriente Bomba P05A | A | | | 30 | |
| | IT-445 | Alta Corriente Bomba P05B | A | | | 30 | |
| | Sistema Circuito de Agua | | | | | | |
| | LAL-451 | Bajo nivel de agua en la cubeta | | | | | |
| | AAL-801 | pH incorrecto en el circuito | | | | | |
| | AAH-801 | pH incorrecto en el circuito | | | | | |
| | PDAH-805 | Alta presión diferencial del filtro de agua F04 | | | | | |
| | LAL-803 | Incorrecto nivel de soda | | | | | |

ANEXO E COTIZACIONES

Empresa: BERMAT

C A S A M A T R I Z

C O Y A N C U R A 2 2 8 3 (O F . 6 0 1)

P R O V I D E N C I A – S A N T I A G O – C H I L E

T E L (5 6 2) 2 3 1 8 8 7 7

F A X (5 6 2) 2 3 1 4 2 9 4

C A S I L L A 9 7 8 1

I N F O @ B E R M A T . C L W W W . B E R M A T . C L

Placa orificio para Líquido Rico

Medición de Oxígeno

520 Placa Orificio Type Paddle

Marca: Daniel

Tolerancia AGA-3/API 14.3, ASME, ISA RP-3.2

Size: 4"

Material: AISI 316 SS

Thickness: 1/8"

Oxygen Cleaning

US\$ 3.500

Placa orificio para Líquido Pobre

Medición de Nitrógeno

520 Placa Orificio Type Paddle

Marca: Daniel

Tolerancia AGA-3/API 14.3, ASME, ISA RP-3.2

Size: 3"

Material: AISI 316 SS

Thickness: 1/8"

US\$ 2.500

