

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



MEMORIA PARA OPTAR AL TITULO DE
INGENIERO CIVIL QUIMICO

**RECUPERACION DE ENERGIA EN AREA
DE CONVERSION CATALITICA, PLANTAS
DE ACIDO, CODELCO DIVISION
CHUQUICAMATA**

Alexis Vegas Valencia

Profesores Guías

Horacio Aros Meneses

Javier Silva Campino

2012

Agradecimientos:

Quiero tomarme éste espacio en el último periodo de mi estado como estudiante universitario para agradecer primero que nada a Dios, por haberme dado una familia maravillosa y una magnífica oportunidad de desarrollo tanto humano como profesional.

Agradezco a mi madre Jeannette, mi padre José Luis y mis hermanitas Catalina y Valentina, por toda la ayuda brindada en éste largo camino. Creo que sin la ayuda de ellos probablemente esto no hubiera sido posible. Así mismo, quiero agradecer a mis abuelos Nelson y Carmen.

Al profesor Horacio y Javier, por el asesoramiento en el último paso en el periodo universitario y la sabiduría que me entregaron como estudiante.

A mis compañeros, quienes fueron un gran apoyo y con quien tuve momentos de dulce y de agraz. A pesar de esto, la amistad aún se conserva y espero que se mantenga en el tiempo.

A la Escuela de Ingeniería Química en general, cuerpo docente, administrativos, compañeros, amigos y conocidos.

A los supervisores y personal de las Plantas de Ácido, Marcelo, Sharim, Jaime, entre otros. Por haberme dado la oportunidad de desarrollar éste trabajo en Codelco.

Y finalmente agradecer a todos los que aportaron con un grano de arena para que esto fuera posible.

Resumen General

Las plantas de ácido sulfúrico de Codelco Chuquicamata tienen por finalidad capturar, limpiar, enfriar y convertir a producto final los gases provenientes de fundición de concentrado por medio de distintos trenes de gases, equipos del área de limpieza, área de contacto y almacenamiento.

Dichas plantas tienen una configuración actual tal, que pierde energía considerable en forma de aire caliente a la atmósfera. Para ello se pretende su recuperación para producir energía eléctrica.

Para ello, se presentan tres propuestas:

1) La primera consistió en la no intervención de los equipos disipadores de calor al ambiente, adicionando a éstos una cámara de mezcla de aire. Esta propuesta fue descartada debido a la baja temperatura del aire caliente proveniente de los intercambiadores de calor.

2) La segunda consistió en una intervención media de los equipos; en éste caso la intervención del intercambiador de calor Gas/Aire E206, que por diseño, es en donde más energía se libera al ambiente. Sin embargo, en base a los datos de operación esta propuesta no es factible dado que la temperatura del gas caliente en el intercambiador no supera los 250°C, mientras que la temperatura del vapor a producir es de 262°C.

3) La tercera propuesta consistió en intervenir la totalidad de los equipos disipadores de energía, la que finalmente tuvo una reconfiguración debido a las condiciones de operación de las plantas de ácido, dejando sin intervenir dos equipos, que corresponden al intercambiador de calor E206 de planta número dos y tres.

La propuesta que fue factible técnicamente, produciría 38 toneladas por hora de vapor saturado a 700 psi y por rendimiento de turbina generadora de energía eléctrica 8.4 MW.

Se analizó económicamente la propuesta número tres para determinar si se era factible invertir en el proyecto que tendría una vida útil de diez años, resultado que fue negativo dado a la elevada tasa de impuesto que paga Codelco debido a ser empresa estatal.

Índice de contenido

RESUMEN GENERAL	1
CAPITULO I	10
INTRODUCCIÓN	10
1.1 GENERALIDADES	10
1.1.1 Codelco.....	10
1.1.2 Fundición	10
1.1.3 Plantas de ácido	11
1.1.4 Motivación.....	12
1.1.5 Alcances del estudio.....	12
1.2 OBJETIVOS	14
1.2.1 Objetivo General.....	15
1.2.2 Objetivos específicos.....	15
1.3 METODOLOGÍA	16
CAPITULO II	17
ANTECEDENTES GENERALES	17
2.1 DESCRIPCIÓN CODELCO – CHILE	17
2.2 DIVISIÓN CHUQUICAMATA	21
2.2.1 Historia, Ubicación y Dotación.....	21
2.2.2 Proceso Productivo.....	21
2.3 SUBGERENCIA FUNDICIÓN	24
2.3.1 Almacenamiento de Concentrado, preparación de carga y secado	24
2.3.2 Horno Flash y Fusión de concentrado	24
2.3.3 Convertidor Teniente (CT2).....	25
2.3.4 Convertidores Peirce Smith (CPS).....	25
2.3.5 Tratamiento de escorias	26
2.3.6 Hornos de refinó	27
2.4 PLANTAS DE ÁCIDO DIVISIÓN CHUQUICAMATA.	28
2.4.1 Historia y objetivo actual.....	28
2.4.2 Proceso productivo	29
2.4.1 Área de limpieza	30
2.4.2 Área de contacto.....	36
2.4.3 Sistema de ácido.	41
2.5 ESTADO DEL ARTE	43
2.5.1 Eficiencia Energética.	43
2.5.2 Plantas de ácido	44
2.5.2.1 Plantas de ácido de Codelco.....	45
2.5.3 Otras Plantas de ácido	46
2.5.4 Mercado del ácido sulfúrico en Chile.....	50
2.6 ANÁLISIS FODA PARA EFICIENCIA ENERGÉTICA	52
2.6.1 Ambiente Interno	52
2.6.2 Ambiente externo.....	53
CAPITULO III	55
BALANCE DE MASA Y ENERGÍA AL CONVERTIDOR CATALÍTICO	55
3.1 QUÍMICA DEL PROCESO	55
3.1.1 Descripción	55
3.1.2 Reacciones involucradas.....	58
3.2 OXIDACIÓN DE ANHÍDRIDO SULFUROSO	60
3.2.1 Curva de equilibrio para proceso de conversión	61

3.3 BALANCES DE MASA Y ENERGÍA EN CONVERSIÓN CATALÍTICA	67
3.3.1 Balances de masa y energía al Convertidor	68
3.3.2 Curva con conversión por paso	83
3.3.3 Validación de Modelo Termodinámico	84
3.4 ENERGÍA DISIPADA	84
3.4.1 Intercambiador de calor E202	85
3.4.2 Intercambiador de calor E204	86
3.4.3 Intercambiador de calor E206.	88
3.5 DISCUSIONES	90
CAPÍTULO IV	92
PROPUESTA DE EFICIENCIA ENERGÉTICA	92
4.1 PROPUESTAS PARA EFICIENCIA ENERGÉTICA PARA PLANTAS DE ÁCIDO, CODELCO CHUQUICAMATA.	92
4.1.1 Propuesta Caso 1	95
4.1.2 Propuesta Caso 2	97
4.1.3 Propuesta Caso 3.	105
4.2 DISCUSIONES.	116
CAPÍTULO V	117
EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO “EFICIENCIA ENERGÉTICA EN CONVERSIÓN CATALÍTICA”	117
5.1 CONSIDERACIONES	117
5.2 CAPITAL DE INVERSIÓN.	118
5.3 COSTO TOTAL DE PRODUCTO	119
5.3.1 Costo de insumos	119
5.3.2 Costo por mantención.....	120
5.3.3 Depreciación	120
5.3.4 Imprevistos	121
5.3.5 Costo final.....	121
5.4 AHORROS Y/O VENTAS.	121
5.5 FLUJO DE CAJA.	123
5.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.	125
5.6.1 Tasa impositiva	125
5.6.2 Costo de energía eléctrica.....	126
5.7 DISCUSIONES	127
CAPÍTULO VI	128
CONCLUSIONES GENERALES	128
BIBLIOGRAFÍA	130
ANEXO A	132
ANEXO B	134
ANEXO C	143
ANEXO D	149
ANEXO E	158
ANEXO F	165

Índice de tablas

RESUMEN GENERAL	1
CAPITULO I	10
INTRODUCCIÓN.....	10
CAPITULO II.....	17
ANTECEDENTES GENERALES.....	17
CAPITULO III	55
BALANCE DE MASA Y ENERGÍA AL CONVERTIDOR CATALÍTICO.....	55
TABLA 3.1: DATOS INICIALES DE DISEÑO EN PLANTAS DE ÁCIDO	67
TABLA 3.2: DATOS DE ENTALPÍA PARA COMPUESTOS EN GASES	68
TABLA 3.3: DATOS DE INICIALES COMPOSICIÓN DE GASES	69
TABLA 3.4: DATOS DE SALIDA PRIMER LECHO.....	70
TABLA 3.5: BALANCE DE ENERGÍA PARA PRIMER LECHO.....	71
TABLA 3.6: RECTA HEAT UP PARA CONVERSIÓN EN PRIMER LECHO.....	71
TABLA 3.7: COMPOSICIÓN DE ENTRADA A SEGUNDO LECHO.	73
TABLA 3.8: COMPOSICIÓN DE SALIDA DE SEGUNDO LECHO.	74
TABLA 3.9: BALANCE DE ENERGÍA DE SEGUNDO LECHO.....	75
TABLA 3.10: RECTA HEAT UP PARA CONVERSIÓN EN SEGUNDO LECHO.	75
TABLA 3.11: COMPOSICIÓN DE ENTRADA A TERCER LECHO.	76
TABLA 3.12: COMPOSICIÓN DE SALIDA DE TERCER LECHO.	77
TABLA 3.13: BALANCE DE ENERGÍA DE TERCER LECHO.....	78
TABLA 3.14: RECTA HEAT UP PARA CONVERSIÓN DE TERCER LECHO.	78
TABLA 3.15: COMPOSICIÓN DE ENTRADA A CUARTO LECHO.....	79
TABLA 3.16: COMPOSICIÓN DE SALIDA DE CUARTO LECHO.	80
TABLA 3.17: BALANCE DE ENERGÍA DE CUARTO LECHO.....	80
TABLA 3.18: RECTA HEAT UP PARA CONVERSIÓN DE CUARTO LECHO.	81
TABLA 3.19: COMPARACIÓN DE DATOS OBTENIDOS CON MODELO Y DATOS DE DISEÑO.	84
TABLA 3.20: FLUJO MOLAR DE ENTRADA Y SALIDA DE INTERCAMBIADOR E202.....	85
TABLA 3.21: BALANCE DE ENERGÍA INTERCAMBIADOR DE CALOR E202.....	86
TABLA 3.22: FLUJO MOLAR DE ENTRADA Y SALIDA DE INTERCAMBIADOR E204.....	87
TABLA 3.23: BALANCE DE ENERGÍA INTERCAMBIADOR DE CALOR E204.....	87
TABLA 3.24: FLUJO MOLAR DE ENTRADA Y SALIDA DE INTERCAMBIADOR E206.....	88
TABLA 3.25: BALANCE DE ENERGÍA INTERCAMBIADOR DE CALOR E206.....	89
CAPÍTULO IV	92
PROPUESTA DE EFICIENCIA ENERGÉTICA.....	92
TABLA 4.1: DATOS DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR E202, E204 Y E206.....	93
TABLA 4.2: DATOS DE DISEÑO Y DE OPERACIÓN PARA PROPUESTAS NÚMERO 2 Y 3.	93
TABLA 4.3: DATOS DE DISEÑO PARA FLUJO MOLAR DE GAS EN CALDERA, PROPUESTA DOS.....	99
TABLA 4.4: DATOS DE DISEÑO PARA SALIDA LADO GAS, PROPUESTA NÚMERO 2.....	100
TABLA 4.5: DATOS DE ENERGÍA PARA ECONOMIZADOR	101
TABLA 4.6: DATOS DE OPERACIÓN PARA PROPUESTA NÚMERO 2.....	104
TABLA 4.7: ENERGÍA RECUPERABLE POR EQUIPO, DATOS DE DISEÑO	107
TABLA 4.8: ENERGÍA RECUPERABLE POR EQUIPO, DATOS DE DISEÑO	113
CAPÍTULO V	117
EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO “EFICIENCIA ENERGÉTICA EN CONVERSIÓN CATALÍTICA”	117

TABLA 5.1: COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	118
TABLA 5.2: CAPITAL DE INVERSIÓN TOTAL PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	119
TABLA 5.3: COSTOS DE INSUMOS PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	120
TABLA 5.4: COSTO ANUAL POR MANTENCIÓN.....	120
TABLA 5.5: DEPRECIACIÓN PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	120
TABLA 5.6: CONTINUACIÓN DEPRECIACIÓN PROPUESTA NÚMERO 3.....	120
TABLA 5.7: COSTO FINAL DE PRODUCTO PARA PROPUESTA NÚMERO TRES.....	121
TABLA 5.8: CONTINUACIÓN COSTO FINAL DE PRODUCTO PARA PROPUESTA NÚMERO TRES.....	121
TABLA 5.9: AHORRO POR RETIRO DE EQUIPOS PARA PROPUESTA NÚMERO TRES.....	122
TABLA 5.10: AHORRO POR RECUPERACIÓN DE ENERGÍA PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	122
TABLA 5.11: FLUJO DE CAJA PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	123
TABLA 5.12: CONTINUACIÓN FLUJO DE CAJA PARA PROPUESTA NÚMERO 3.....	124
CAPÍTULO VI	128
BIBLIOGRAFÍA	130
ANEXO A.....	132
ANEXO B.....	134
ANEXO C.....	143
ANEXO D.....	149
ANEXO E.....	158
ANEXO F	165

Índice de figuras.

RESUMEN GENERAL	1
CAPITULO I	10
INTRODUCCIÓN.....	10
CAPITULO II.....	17
ANTECEDENTES GENERALES.....	17
FIGURA 2.1: ÁREA DE LIMPIEZA PLANTAS DE ÁCIDO.	30
FIGURA 2.2: CÁMARA DE MEZCLA.....	31
FIGURA 2.3: TORRE HUMIDIFICADORA	32
FIGURA 2.4: LAVADOR VENTURI.....	33
FIGURA 2.5: TORRE DE ENFRIAMIENTO.....	34
FIGURA 2.6: PRECIPITADORES ELECTROESTÁTICOS HÚMEDOS	35
FIGURA 2.7: DIAGRAMA ÁREA DE CONTACTO	36
FIGURA 2.8: TORRE DE SECADO.....	37
FIGURA 2.9: SOPLADOR PRINCIPAL DE ANHÍDRIDO SULFUROSO.....	38
FIGURA 2.10: CONFIGURACIÓN ACTUAL ÁREA CONVERSIÓN CATALÍTICA.	40
FIGURA 2.11: TORRE DE ABSORCIÓN FINAL	41
FIGURA 2.12: INDICADORES PARA ACTIVIDADES MINERAS.	43
FIGURA 2.13: CONSUMO ENERGÉTICO EN INDUSTRIAS CHILENAS AÑO 2006.....	44
FIGURA 2.14: CONFIGURACIÓN DE ÁREA DE CONVERSIÓN CATALÍTICA EN PLANTAS DE ÁCIDO FUNDICIÓN CHAGRES.....	46
FIGURA 2.15: FLOWSHEET PARA RECUPERACIÓN DE ENERGÍA EN PLANTA DE ÁCIDO DE MEJILLONES.....	47
FIGURA 2.16: CONFIGURACIÓN PLANTAS DE ÁCIDO DE SUMITOMO TOYO SMELTER.....	48
FIGURA 2.17: DISTRIBUCIÓN DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA EN PLANTAS DE ÁCIDO.	49
FIGURA 2.18: CONSUMO DE ÁCIDO SULFÚRICO EN CHILE.....	50
CAPITULO III	55
BALANCE DE MASA Y ENERGÍA AL CONVERTIDOR CATALÍTICO.....	55
FIGURA 3.1: CONFIGURACIÓN ACTUAL DEL ÁREA DE CONVERSIÓN DE CAP-2, CAP-3 Y CAP-4	57
FIGURA 3.2: CURVA DE EQUILIBRIO PARA OXIDACIÓN DE ANHÍDRIDO SULFUROSO A PARTIR DE DATOS DE DISEÑO EN PLANTAS DE ÁCIDO DE CODELCO DIVISIÓN CHUQUICAMATA.	66
FIGURA 3.3: PRIMER LECHO CONVERTIDOR CATALÍTICO.....	69
FIGURA 3.4: SEGUNDO LECHO CONVERTIDOR CATALÍTICO.	73
FIGURA 3.5: TERCER LECHO CONVERTIDOR CATALÍTICO.	76
FIGURA 3.6: CUARTO LECHO CONVERTIDOR CATALÍTICO.	79
FIGURA 3.7: GRÁFICO DE CONVERSIÓN DE ANHÍDRIDO SULFUROSO CON DATOS DE DISEÑO.	83
CAPÍTULO IV	92
PROPUESTA DE EFICIENCIA ENERGÉTICA.....	92
FIGURA 4.1: GRÁFICO DE CONVERSIÓN DE ANHÍDRIDO SULFUROSO CON DATOS PROMEDIOS DE OPERACIÓN.	94
FIGURA 4.2: CONFIGURACIÓN PROPUESTA NÚMERO UNO.	96
FIGURA 4.3: CONFIGURACIÓN PARA PROPUESTA NÚMERO DOS.	98
FIGURA 4.4: ANÁLISIS DE TEMPERATURAS PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR EN PROPUESTA NÚMERO 2.	102
FIGURA 4.5: ANÁLISIS DE TEMPERATURA PARA CALDERA RECUPERADORA DE CALOR.....	104
FIGURA 4.6: CONFIGURACIÓN PROPUESTA NÚMERO TRES.	106
FIGURA 4.7: NUEVA CONFIGURACIÓN PROPUESTA NÚMERO TRES.	112
CAPÍTULO V.....	117

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO “EFICIENCIA ENERGÉTICA EN CONVERSIÓN CATALÍTICA”	117
FIGURA 5.1: ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD VARIANDO TASA DE IMPUESTO.	125
FIGURA 5.2: ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD VARIANDO COSTO DE ENERGÍA ELÉCTRICA.	126
CAPÍTULO VI	128
CONCLUSIONES GENERALES.....	128
BIBLIOGRAFÍA	130
ANEXO A.....	132
ANEXO B.....	134
ANEXO C.....	143
ANEXO D.....	149
ANEXO E.....	158
ANEXO F	165

CAPITULO I

Capítulo I

Introducción

1.1 Generalidades

1.1.1 Codelco

En la actualidad, existe una gran demanda por cobre refinado, la cual se espera que aumente a medida que transcurran los años por las necesidades de la industria.

Chile no se encuentra ajeno a este tema, ya que es el mayor productor de cobre a nivel mundial, donde existen destacadas empresas mineras productoras de cobre concentrado, cobre anódico y cobre catódico o refinado.

CODELCO Chile en su división Chuquicamata produce cobre refinado a partir de minerales de cobre sulfurado a través de procesos de extracción, concentración, fundición y electrorefinación.

1.1.2 Fundición

En la fundición de concentrado de cobre de Codelco Chuquicamata, existen dos grandes áreas de procesos: el área de fusión, donde los equipos principales son el Horno Flash (HF) y el Convertidor Teniente número 2 (CT2), y el área de conversión, donde su equipo principal es el Convertidor Peirce Smith (CPS).

Estos equipos en su operación liberan una corriente gaseosa con gran cantidad de material particulado y compuestos de azufre oxidado en forma de anhídrido sulfuroso y anhídrido sulfúrico el que se encuentra en menor proporción. Esta corriente debe ser tratada debido a que los gases producidos son tóxicos para la salud. Gran parte de estas emanaciones son capturadas por los distintos

CAPITULO I

trenes de gases con los que cuenta cada equipo de la fundición y son enviados a plantas de ácido.

1.1.3 Plantas de ácido

El complejo Plantas de Ácido pertenecientes a la Subgerencia de Fundición de Concentrado de la División Chuquicamata, está constituido en un principio por cinco módulos de plantas de limpieza de gases metalúrgicos, identificadas como Plantas de Limpieza de Gases (GCP) N° 2A, 2B, 4A, 4B y 5.

La función de estos módulos es limpiar y enfriar los gases metalúrgicos procedentes de la Fundición, los cuales se caracterizan por un alto contenido de anhídrido sulfuroso e impurezas tales como: arsénico, plomo, selenio, zinc y mercurio; razón por la cual, para cumplir con la legislación ambiental, es necesario capturarlos a través de los trenes de gases de cada equipo y enviarlos mediante un ventilador de tiro inducido a plantas de ácido para su posterior tratamiento y así evitar la contaminación del medio ambiente.

Posterior a la limpieza, existen tres módulos de plantas de contacto identificadas como Plantas de Contacto (CAP) N° 2, 3 y 4.

Cada una de las CAP posee un Convertidor catalítico cuya función es la oxidación del anhídrido sulfuroso (SO_2) a anhídrido sulfúrico (SO_3), en presencia de un catalizador (V_2O_5), generando una reacción altamente exotérmica cuya energía es regulada mediante intercambiadores de calor externos ya sean del tipo Gas/Gas (E201 y E205), o los de tipo Gas/Aire (E202, E204 y E206) para controlar la temperatura óptima de reacción. En los intercambiadores de calor existentes del tipo gas-aire (tres por cada Convertidor catalítico) se utiliza aire fresco atmosférico para enfriar el gas, el cual es posteriormente desechado a la atmósfera a temperaturas sobre los 200°C , constituyendo en la actualidad una pérdida energética importante disipada a la atmósfera.

Por lo anterior, es que el presente estudio se enfoca en analizar y proponer una alternativa técnica y económicamente factible para aprovechar la energía disipada y producir vapor industrial a ser empleado en la Planta Termoeléctrica

CAPITULO I

(PTE), ya sea para la generación de electricidad, o como vapor a suministrar a las unidades operativas del Complejo Fundición según sea conveniente.

1.1.4 Motivación

En base a la problemática actual de la generación, consumo y aprovechamiento eficiente de energía existe una gran preocupación en la industria minera por el elevado consumo de ésta. El hecho de poseer una potencia calórica disponible genera una oportunidad de negocio para División Chuquicamata de CODELCO, dado que el recuperarla derivaría en efectos positivos, tales como posibles ahorros en costos de operación de la Fundición y beneficios medioambientales (en caso de generar energía eléctrica a partir de la potencia recuperable) ante mayores exigencias en la normativa de emisión de CO₂, asociada a la generación de energía eléctrica a partir de combustibles fósiles. Pensando también en el futuro, la comisión nacional de energía estima un crecimiento sostenido en la demanda energía, con una tasa de crecimiento anual de al menos un 5%.

1.1.5 Alcances del estudio

El alcance del estudio consiste en crear una propuesta tecnología de tal forma de recuperar energía calórica disipada actualmente al ambiente en el área de conversión catalítica de las Plantas de ácido, ya sea generando vapor y/o utilizando el aire caliente de salida de dicha etapa en procesos productivos de División Chuquicamata. La tecnología asociada a la generación de vapor, contempla principalmente la proyección de calderas recuperadoras de calor.

Debido a que el presente estudio contempla la generación de vapor a partir del aprovechamiento de la energía disipada en los intercambiadores Gas- Aire de las plantas de contacto, ya sea para uso industrial o generación de energía

CAPITULO I

eléctrica, las fuentes generadoras y consumidoras actuales de vapor identificadas en la fundición, son las siguientes:

- Fuentes Generadoras

Caldera Flash: genera un flujo medio de vapor saturado de entre 25 y 35 t/h a 700 psig, utilizando gases metalúrgicos provenientes del Horno Flash.

Calderas Compactas: generan vapor sobrecalentado a un flujo medio de 28 t/h a 400 ó 600 psig y 410 °C, utilizando combustible Enap 6, en horas punta de consumo de energía eléctrica (5 h/d), detención imprevista del Horno Flash o cuando disminuye la producción de vapor de la Caldera Flash.

- Fuentes Consumidoras

PTE, específicamente Caldera Sobrecalentado para suministro de vapor sobrecalentado a Turbina TG N° 1, a la que se alimenta un flujo medio de entre 17-27 t/h de vapor a 600 psig y 425 °C. Quedando aproximadamente disponible un 50% de su capacidad. (Horario no punta de consumo de energía eléctrica).

Usos Industriales (ventas), requieren un flujo medio de 8 t/h de vapor saturado a 200 psig, el que es utilizado en calefacción de Enap 6, atomización de Enap 6 y en Planta de Filtros Molibdenita.

CAPITULO I

1.2 Objetivos

Como resultado de la operación actual de las etapas de contacto de las plantas de ácido, existe una oportunidad de eficiencia energética de reutilización de energía producto que el calor generado en las etapas de conversión catalítica de las Plantas de Ácido se disipa a la atmósfera en forma de aire caliente. Esto ocurre en nueve focos que son los intercambiadores de calor E201, E202 y E206 de cada una de las áreas de conversión catalítica de las plantas de ácido, cuya recuperación para generar vapor, constituye el objetivo y alcances del proyecto en desarrollo.

Los resultados obtenidos en el presente estudio indican que en base al diseño de las plantas, la energía a recuperar corresponde a 62 (MW), valor que indica la suma de las potencias estimadas para las tres áreas de contacto.

Los programas actuales de CODELCO para el uso racional y eficiente de la energía se enfocan en tres aspectos primordiales:

- Eficiencia de los procesos y de los equipos.
- Uso adecuado de los combustibles.
- Recuperación de calores de desecho.

Para efectos de la NCC-32 (Norma corporativa de eficiencia energética para proyectos de inversión), la que enfoca su propósito en optimizar el uso de energía, es decir, obtener un mismo resultado, producto o servicio, usando la menor cantidad de energía posible, es necesario llevar a cabo un estudio para la recuperación de energía en el área de conversión de Plantas de ácido.

CAPITULO I

1.2.1 Objetivo General

En base a lo mencionado anteriormente, el objetivo general del presente trabajo es:

“Crear una propuesta de recuperación de energía para focos de disipación en el área de conversión catalítica, y realizar una evaluación técnica-económica para implementación de esta en plantas de ácido sulfúrico de CODELCO División Chuquicamata”

1.2.2 Objetivos específicos

Para cumplir el objetivo general del proyecto, se llevarán a cabo los siguientes objetivos específicos:

- Recopilar información necesaria para el desarrollo adecuado del proyecto.
- Conocer el proceso productivo de las plantas de ácido.
- Realizar balances de masa y energía en los Convertidores catalíticos de las tres (3) plantas de ácido de la división.
- Identificar y determinar la energía posible a recuperar.
- Conocer disposición física de las plantas para llevar a cabo proyecto de cambio de equipos para la recuperación de energía.
- Realizar propuesta para la recuperación de energía disipada al ambiente.
- Realizar evaluación económica del proyecto.

Con estos objetivos se espera crear una propuesta para la generación de vapor a partir de las energías residuales obtenidas en la etapa de conversión de las Plantas de Ácido, para ser utilizado en la obtención de energía eléctrica o

CAPITULO I

vapor para procesos. Además, se realizará la evaluación económica de la propuesta planteada en el estudio, en base a la estimación del presupuesto de inversión de ésta, costos de operación, costos de mantención e ingresos generados durante el período de evaluación.

1.3 Metodología

La metodología a aplicar en este caso consiste en un principio de conocer el espacio físico en donde se encuentran ubicadas las plantas de ácido, dado que según la propuesta a presentar se tendrán que cambiar los equipos intercambiadores de calor tipos gas/aire E202(II), E202(III), E202(IV), E204(II), E204(III), E204(IV), E206(II), E206 (III) y E206(IV), que es en donde se pierde la energía.

Luego de esto, conocer tecnologías aplicadas en otras plantas de ácido sulfúrico para la recuperación de energía y contrastar con la tecnología actual de las plantas de ácido de Chuquicamata.

Realizar los balances de masa y energía para la etapa de conversión de anhídrido sulfuroso.

Recopilar datos operacionales y de diseño de las plantas de ácido, para poder generar una propuesta factible de eficiencia energética.

Realizar propuestas de eficiencia energética en área de conversión catalítica.

Finalmente, contactar empresas del área de eficiencia energética solicitando información y ejemplos de aplicaciones ya existente en otras industrias en donde hayan realizado consultorías con resultados efectivos.

CAPITULO II

Capítulo II

Antecedentes Generales

En este capítulo se describirá el proceso productivo de CODELCO Chile División Chuquicamata, enfocándose principalmente en la gerencia FURE (Fundición y Refinería) y sus Plantas de Ácido.

2.1 Descripción CODELCO – Chile

CODELCO, acrónimo de Corporación Nacional del Cobre es una empresa autónoma propiedad del Estado chileno, cuyo negocio principal es la exploración, desarrollo y explotación de recursos mineros de cobre y subproductos, su procesamiento hasta convertirlos en cobre refinado, y su posterior comercialización, siendo el mayor productor de cobre a nivel internacional y la empresa más grande de Chile.

Codelco-Chile cuenta con 8 operaciones:

- Chuquicamata: Entró en operaciones en 1910, aunque sus propiedades mineras también eran conocidas desde hace siglos por culturas prehispánicas. La producción de Chuquicamata es de unas 528.377 toneladas de cátodos electrolíticos y electroobtenidos con una pureza de 99,99 por ciento de cobre. También produce unas 10.760 toneladas métricas de contenido fino de molibdeno. Además, se obtienen otros subproductos, como barros anódicos y ácido sulfúrico.
- Radomiro Tomic: Está ubicada a 1.670 kilómetros de Santiago, a 3.000 metros sobre el nivel del mar en la cordillera de Los Andes. Se trata de un yacimiento donde el tipo de explotación es a rajo abierto para la obtención de minerales oxidados. Aunque fue descubierto en la década

CAPITULO II

de 1950, sus operaciones comenzaron en 1995, después de que Codelco actualizó los estudios sobre la factibilidad de su explotación y contó con la tecnología necesaria para explotarlo de manera económicamente rentable. A partir de abril de 1998 comenzó su operación en régimen. Su planta está diseñada para un nivel de producción anual de 300 mil toneladas de cátodos de cobre.

- **Ministro Hales:** En septiembre de 2010, se creó la División Ministro Hales, cuyo yacimiento se encuentra en etapa de construcción. Es un yacimiento ubicado a cinco kilómetros al norte de la ciudad de Calama, en la Segunda Región de Antofagasta. El yacimiento cuenta con recursos superiores a las 1.300 millones de toneladas y una ley media de 0,96% de cobre, División Ministro Hales aportará desde el año 2013 una producción anual promedio de 163 mil toneladas métricas de cobre fino y 264 toneladas de plata.
- **Gaby:** El yacimiento Gabriela Mistral está ubicado en la Región de Antofagasta, comuna de Sierra Gorda, a 120 kilómetros al suroeste de Calama y una altura de 2.660 metros sobre el nivel del mar. Contiene 620 millones de toneladas de mineral oxidado, con una ley media de 0,41% de cobre total. El yacimiento entró en producción el año 2008 y es operado por Minera Gaby S.A., una filial 100% propiedad de Codelco.
- **El Salvador:** Las operaciones de la división Salvador se realizan en la zona de la cordillera de Los Andes a 2.600 metros de altura y a una distancia de 1.100 kilómetros de Santiago. Esta división tiene a su cargo la mina el “Inca” de explotación subterránea y las minas “Campamento antiguo” y “Damiana Norte” a rajo abierto. Salvador explota minerales oxidados y sulfurados a partir de los cuales produce 65.462 toneladas métricas finas de cátodos de cobre al año. Además produce 1.146 toneladas métricas de molibdeno. También se obtienen barros anódicos y ácido sulfúrico.

CAPITULO II

- Ventanas: La división Ventanas se encuentra ubicada en la localidad de Las Ventanas, comuna de Puchuncaví, a unos 164 kilómetros de Santiago y unos 50 de Viña del Mar, en el sector norte de la provincia de Valparaíso. La construcción de este plantel industrial se inició a fines de 1950 y fue inaugurado en 1964. Se eligió ese emplazamiento debido a la disponibilidad de agua y cercanía con los puertos de Quintero y Valparaíso para el embarque de sus productos, y dada su relativa equidistancia con los centros y proyectos mineros de esa época. La producción de Ventanas en el año 2009 alcanzó a 384.819 toneladas métricas de cobre electrolítico. Así mismo, por el procesamiento de los barros anódicos de la refinería en la planta de metales nobles, se produjeron 195.375 kilogramos de plata y 4.951 kilogramos de oro, y la planta de ácido produjo 348.502 toneladas de ácido sulfúrico.
- Andina: La división Andina opera el yacimiento Río Blanco, cuya riqueza era conocida desde 1920. Pero los intentos por iniciar su explotación no se concretaron hasta medio siglo después, en 1970. Está ubicada a ochenta kilómetros al noreste de Santiago, entre 3.700 y 4.200 metros sobre el nivel del mar. En la actualidad esta división realiza la explotación de minerales en la mina subterránea de Río Blanco y en la mina a rajo abierto Sur. Andina produce unas 209.727 toneladas métricas anuales de concentrados de cobre. Además, coloca en los mercados 2.163 toneladas métricas de molibdeno al año
- El Teniente: La división El Teniente, a ochenta kilómetros al sur de Santiago y a 2.500 metros sobre el nivel del mar, centra sus operaciones en la explotación de la mina subterránea de cobre más grande del mundo. Esta mina que comenzó a ser explotada en 1904 posee 2.400 kilómetros de

CAPITULO II

galerías subterráneas. El Teniente produce 404.035 toneladas métricas finas anuales de cobre en la forma de lingotes refinados a fuego (RAF), y cátodos de cobre al año. Como resultado del procesamiento del mineral también se obtienen 5.179 toneladas métricas de molibdeno.

Además, Codelco tiene una participación de un 49% en minera El Abra.

Finalmente entre los productos comerciales de CODELCO se cuenta el concentrado de cobre, ánodos de cobre, cátodos electro-refinados y electro-obtenidos de cobre, ácido sulfúrico, contenido fino de molibdeno y escoria, siendo la producción del año 2009 de 1.782.000 toneladas métricas de cobre fino.

CAPITULO II

2.2 División Chuquicamata

2.2.1 Historia, Ubicación y Dotación

El complejo minero Chuquicamata cuenta con la mina a rajo abierto más grande del mundo con dimensiones de 5 Km. de largo, 3 Km. de ancho y 1 Km. de profundidad. Su origen nace con la exploración de sus yacimientos por pueblos indígenas (Chucos), y de ellos proviene su nombre Chuquicamata, el cual significa “Límite de tierras de los Chucos”.

La explotación masiva de este yacimiento cuprífero comenzó en el año 1910 por medio de inversionistas privados. Sin embargo, y tras la nacionalización del cobre, en el año 1971 este complejo minero paso a ser 100% del estado Chileno.

Chuquicamata se encuentra ubicado en la región de Antofagasta al norte de la ciudad de Calama, a 2870 metros sobre el nivel del mar y cuenta con una dotación de personal propio de 8.463 personas al 31 de diciembre del 2009.

2.2.2 Proceso Productivo.

2.2.2.1 Extracción

El proceso productivo de Chuquicamata consiste en la extracción de minerales sulfurados desde el rajo, el cual cuenta con una ley medida de Cu de 0.76%. Para el proceso de extracción se usan explosivos proporcionados por la empresa Enaex, los cuales son puestos en los bancos del rajo, haciéndolos estallar para así fracturar el mineral y retirarlos por medio de los camiones de extracción de marca Siemens, los que retiran alrededor de 360 toneladas métricas por viaje.

CAPITULO II

En el rajo de la mina Chuquicamata, en su sector oeste se cuenta mayormente con el lastre del rajo, el cual se extrae y es transportado por los camiones al sector de acopio de ripios, mientras que en el sector este del rajo, se encuentra la gran mayoría del mineral extraíble para el envío a proceso.

Posterior al proceso de extracción, dicho mineral es transportado al proceso de chancado donde se encuentra el chancado primario, secundario y terciario para la reducción del mineral el que es enviado mediante transporte neumático al proceso de molienda donde se vuelve a reducir de tamaño para así obtener la granulometría adecuada para comenzar la flotación de este.

2.2.2.2 Concentración de mineral

Una vez que el mineral es pulverizado con toneladas de bolas de acero en la molienda tipo húmeda de las plantas de reducción de mineral, alcanzando una textura de arena fina, se genera una pulpa, la que es mezclada con reactivos espumantes y colectores, la que es bombeada a las celdas flotación.

En dichas celdas, se inyecta aire y se agita para poder generar burbujas que atraen las partículas de mineral sulfurado tratadas con reactivos, separándolos del material estéril al hacerlos flotar hacia la superficie de la celda, en donde se genera una espuma con una mezcla de minerales sulfurados de cobre y molibdeno.

El material estéril es enviado a espesadores donde es recuperada gran parte del agua y es recirculada al proceso, mientras que el material concentrado es enviado a filtros prensa para quitarle la humedad, dejándolo con aproximadamente 8% de agua.

La ley del material producto de la concentradora es de alrededor de un 33% del metal rojo, al que se le denomina concentrado de cobre.

Este proceso está a cargo de la gerencia de extracción y concentración de sulfuros.

CAPITULO II

2.2.2.3 Fundición

Siguiendo con el proceso productivo de la división Chuquicamata, luego de producido el concentrado viene la fusión de éste. En una primera instancia el concentrado de cobre es enviado a los equipos de fusión del cual se obtiene el denominado eje o mata con una ley de 63% de cobre el cual es separado de la escoria (bajo contenido de Cu) por diferencia de densidades. Paso siguiente es la conversión del eje en los equipos llamados Convertidores Peirce Smith (CPS) en donde es producido el Cu Blister con una ley de 96%, el que finalmente pasa a los hornos de refino para obtener el producto final de la fundición, ánodos de cobre con 99.6% de ley que es moldeado en las ruedas Outokumpu.

Todos los gases producidos en la fundición, ya sean por el horno flash, Convertidor Teniente, Convertidores Peirce Smith son enviados a plantas de ácido para producir ácido sulfúrico.

2.2.2.4 Refinería

Los ánodos obtenidos en fundición son enviados vía ferrocarril a refinería, en donde son procesados en celdas de electrorefinación que tienen capacidad para una producción anual de 855000 toneladas de cobre fino, siendo utilizada actualmente al 71% de su capacidad. Los ánodos son convertidos en cátodos de cobre a través de cátodos de uso permanente fabricados de acero, con una densidad de corriente de $312.5 \left(\frac{A}{m^2} \right)$ y con un ciclo de ánodo y cátodo de 18 y 9 días respectivamente, con una ley mínima de 99.99% el que finalmente es comercializado.

La refinería cuenta con 1668 celdas, con capacidad para procesar 55 ánodos y 56 cátodos por celda, usando como aditivo para el proceso Cola, Tiourea y Avitone. Además, el electrolito posee una concentración de 180 gramos por litro

CAPITULO II

de ácido sulfúrico y 45 gramos por litro de cobre, con un flujo aproximado de 18 litros por minuto de electrolito por celda.

Este proceso lo realiza la gerencia de FURE (Fundición y Refinería).

2.3 Subgerencia Fundición

La Fundición de concentrado de Chuquicamata se encuentra dentro del mismo complejo minero, en donde se recibe el concentrado producido por las celdas de flotación de la Subgerencia Concentradora. Esta subgerencia esta diseñada para producir 1500 tpd de cobre anódico.

2.3.1 Almacenamiento de Concentrado, preparación de carga y secado

El proceso de la fundición comienza con la recepción del concentrado de cobre con un 33% del metal y la sílice (fundente), el cual es almacenado en una zona de acopio. El concentrado junto con la sílice es transportado por el mismo medio a los secadores rotatorios, que tienen una capacidad de secado de 130 y 160 toneladas de concentrado húmedo por hora, en donde se reduce la humedad de este de 8% a 0.2% obteniendo un concentrado seco listo para suministrar al horno flash.

2.3.2 Horno Flash y Fusión de concentrado

El concentrado una vez seco es suministrado por la parte superior al horno de fusión flash, el que tiene una capacidad de diseño de 2800 toneladas secas por día, y junto con éste se adiciona también aire enriquecido con un 55% de oxígeno. El ambiente apto para fundir el concentrado seco (temperaturas entre 1200-1300°C) lo proporciona la oxidación del azufre y del hierro presente, por lo que es un proceso autógeno. De aquí se desprenden elevadas concentraciones

CAPITULO II

de SO_2 junto con material particulado el cual es enviado a plantas de ácido para su tratamiento.

Los gases producidos en el Horno Flash pasan a una caldera para producir vapor el que finalmente es enviado a la planta termo eléctrica para producir energía.

2.3.3 Convertidor Teniente (CT2)

De la misma forma que al Horno Flash, el concentrado una vez secado a muerte en el secador, es enviado al Convertidor Teniente (CT) a través de toberas, opera a temperatura que varían entre 1250 y 1300°C. El aire enriquecido en oxígeno ingresa a 20 psi mientras que el concentrado lo hace a 70 psi.

De aquí se obtiene el denominado metal blanco, que contiene entre un 73 a 75% de Cu.

2.3.4 Convertidores Peirce Smith (CPS)

El eje producido en el horno flash y el metal blanco producido en el Convertidor Teniente son alimentados a los CPS a través de ollas para producir cobre blister, y el oxígeno bajo el mismo concepto del horno y convertidor teniente 2 es inyectado a través de toberas junto con aire enriquecido al 23% en oxígeno. El azufre del eje y metal blanco es transformado a SO_2 y enviado a plantas de ácido, mientras que el fierro presente forma la escoria. Este equipo opera de forma discontinua con ciclos que duran entre 8 a 9 hrs.

CAPITULO II

2.3.5 Tratamiento de escorias

2.3.5.1 Horno Eléctrico (HELE)

Este horno de reducción está integrado en la línea de proceso de recuperación de cobre, permitiendo la separación de las mezclas escoria – metal blanco, éste último proveniente de arrastre de los sulfuros. La escoria es alimentada en forma continua al HELE, donde el proceso de limpieza significa en este contexto, la reducción de los óxidos metálicos y no metálicos de la escoria, mediante la adición de carbono, vía ajuste de la viscosidad y temperatura de la misma.

El metal blanco se saca en función de la tasa de sedimentación por medio de placas de sangría, y la escoria con contenidos inferiores a 1.2% de cobre es descargada a una cala que hace fluir el líquido hacia la planta de granalla, donde se obtiene la escoria fría en gránulos de aproximadamente 3 mm que es transportado al botadero. En este proceso se forma el CO_2 y otras sustancias volátiles de SO_2 , H_2 humos de Zn, entre otros.

De aquí se obtiene un metal blanco con aproximadamente 69% de Cu.

2.3.5.2 Horno tratamiento de escorias (HTE)

Mediante un proceso de reducción de la magnetita y posterior sedimentación se recupera el cobre atrapado en la escoria. El producto de alto contenido de cobre, denominado eje, es retornado a los CPS y CT2 y las escorias son enviadas a botaderos.

La magnetita que es la principal responsable de la pérdida de Cu en las escorias, tiene un punto de fusión del orden de 1600°C, por tal motivo es viscosa atrapando los sulfuros de cobre en ella. Al reducir la magnetita a FeO, suelta los sulfuros que por diferencia de densidad se depositan al fondo, haciendo posible

CAPITULO II

extraerlo a través de placas de sangrías. Este equipo es de menor eficiencia que el horno eléctrico.

2.3.6 Hornos de refino

El cobre blister, producido por los CPS, pasa a una etapa de refinación y moldeo. La refinación se realiza en hornos de refino a fuego, cuyas características y unidades disponibles son:

- 4 Hornos de 4 metros de diámetro por 9.2 metros de largo, con 250 toneladas de capacidad
- 2 Hornos de 4.6 metros de diámetro por 9.2 metros de largo, con 350 toneladas de capacidad
- 2 Hornos de 4 metros de diámetros por 9.2 metros de largo, con 250 toneladas de capacidad para fundir restos de ánodos.

En los 6 primeros, mediante un proceso de oxidación y posterior reducción con gas natural acompañado con aire de 90 psi, se elimina una gran parte de las impurezas remanentes tales como el oxígeno, azufre, arsénico, bismuto, selenio, antimonio, para entregar un cobre con ley de 99.6%. El cobre resultante se moldea como ánodos (de 420 kgs cada uno), en las tres ruedas de moldeo OUTOKUMPU operativas, cuya capacidad es de 60 toneladas por hora cada una, con una operación que puede ser tanto manual, semiautomática y automática, para ser enviado vía ferrocarril a refinería electrolítica, para la eliminación de las últimas impurezas y posterior comercialización (99.99% en Cu).

CAPITULO II

2.4 Plantas de Ácido División Chuquicamata.

2.4.1 Historia y objetivo actual

En el comienzo de extracción de mineral desde el rajo Chuquicamata, existía una fuerte necesidad de contar con ácido sulfúrico para poder tratar el mineral oxidado, desde entonces el ácido juega un rol fundamental para la división.

El primer ácido sulfúrico producido por Chuquicamata consistía en el proceso de tostación de caliche de azufre, para la liberación de anhídrido sulfuroso (SO_2), el que se ponía en contacto contra corriente con una solución de ácido, obteniendo un ácido de baja concentración. Con esta concentración era suficiente por la característica del mineral oxidado.

Luego de haber consumido gran parte de los óxidos, comienzan las faenas para el tratamiento de sulfuros, lo que provocó emanaciones considerables de gases, material particulado y arsénico, por lo que después de varias décadas y según lo exigían las normas medioambientales, se hizo necesario cambiar la tecnología para la continuación del proceso de fundición, dado que la contaminación con anhídrido sulfuroso aumentaba según lo hacía la producción de fundición.

De esta forma, se implementa la Planta de ácido N°1 con una tecnología de contacto simple, y luego se lleva a cabo la construcción del Complejo actual que cuenta con cinco módulos de limpieza y tres módulos de contacto.

Los objetivos de estas nuevas plantas y que es el actual para el complejo se basan en tres conceptos:

- Medio ambiental: Reducir emisiones de anhídrido sulfuroso y arsénico para cumplir con normas medio ambientales impuestas por decretos supremos

CAPITULO II

del Ministerio de Salud y supervisadas por organismos gubernamentales como la Comisión Nacional de Medio Ambiente (CONAMA)

- Negocio: Aumentar la competitividad de la fundición, dando valor agregado a su proceso, disminuyendo su costo operacional, a través de la venta de subproductos.

2.4.2 Proceso productivo

Codelco División Chuquicamata cuenta con tres plantas de limpieza de gases (GCP2, GCP4 y GCP5) las que reciben los gases que provienen de los precipitadores electrostáticos secos de la fundición y tienen por objetivo enfriar los gases y eliminar las impurezas remanentes en el gas.

También se cuenta con tres plantas de contacto (CAP2, CAP3 y CAP4) en donde se produce el anhídrido sulfúrico (SO_3) que finalmente es absorbido y transformado en ácido sulfúrico.

Cada módulo de limpieza funciona por si sólo con equipos dispuestos en serie, teniendo un procesamiento por diseño de flujo de gases correspondiente $93000 \left(Nm^3/h \right)$ por módulo, tratando en total $465000 \left(Nm^3/h \right)$.

El área de contacto cuenta con equipos con una disposición cruzada, con un diseño para procesar $167200 \left(Nm^3/h \right)$ por sección.

La tecnología de las plantas es de contacto único de Mitsubishi-Lurgi, con una modificación de las plantas de limpieza GCP2 y GCP4 por parte de la empresa Fenco.

CAPITULO II

2.4.1 Área de limpieza

En esta etapa el objetivo es enfriar y limpiar los gases de las impurezas o material particulado que trae desde la fundición tales como Cu, Hg, Pb, As, entre otros.

Esta área cuenta con 6 grandes equipos:

1. Cámara de mezcla
2. Torre humidificadora
3. Lavador Venturi
4. Torre de enfriamiento
5. Precipitador electrostático húmedo de placa vertical
6. Precipitador electrostático húmedo tipo tubular

Esto se representa en la figura 2.1

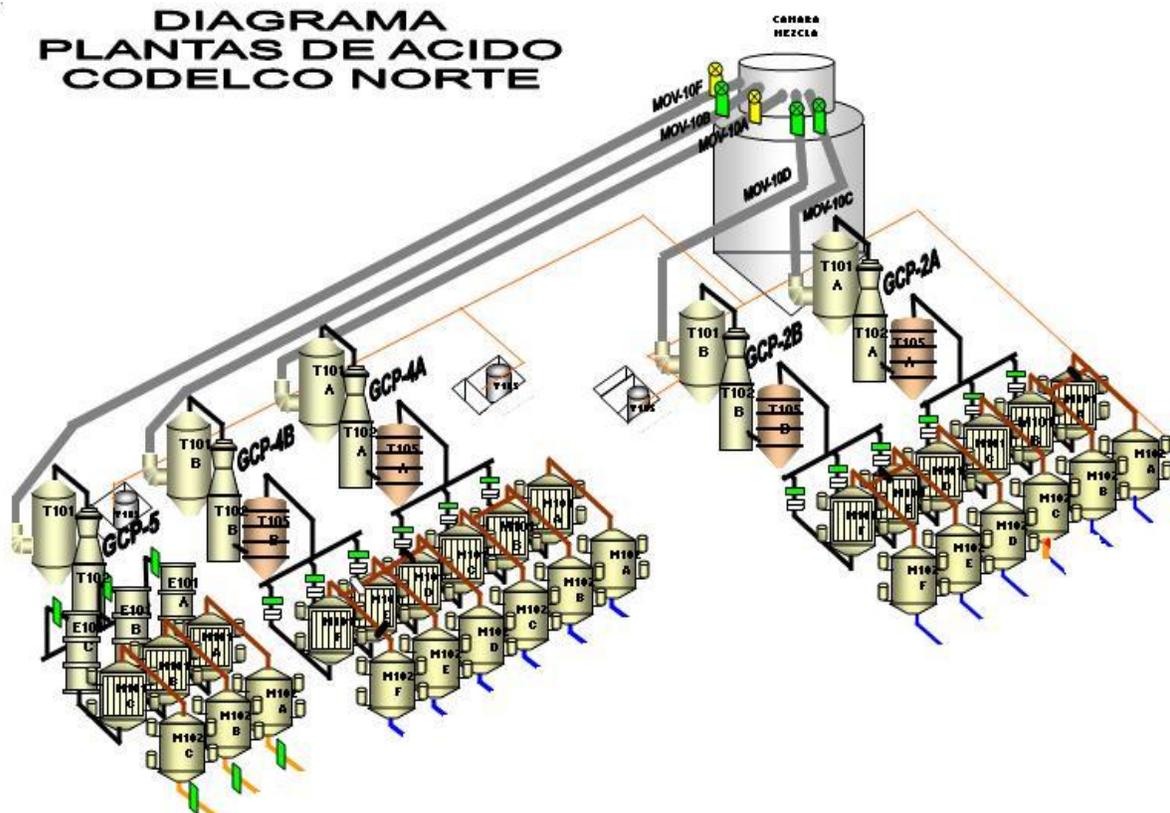


Figura 2.1: Área de limpieza plantas de ácido.

CAPITULO II

2.4.1.1 Cámara de mezcla

El proceso tiene su origen en la cámara de mezcla, la que recibe los gases del Horno Flash (HF), Convertidor Teniente (CT2), Convertidores Peirce Smith (CPS) y planta de tostación de molibdenita con una temperatura aproximada de 385°C.

Aquí los gases se homogenizan para poder enviarlos al área de limpieza con concentraciones de anhídrido sulfuroso y flujos estables y continuos.

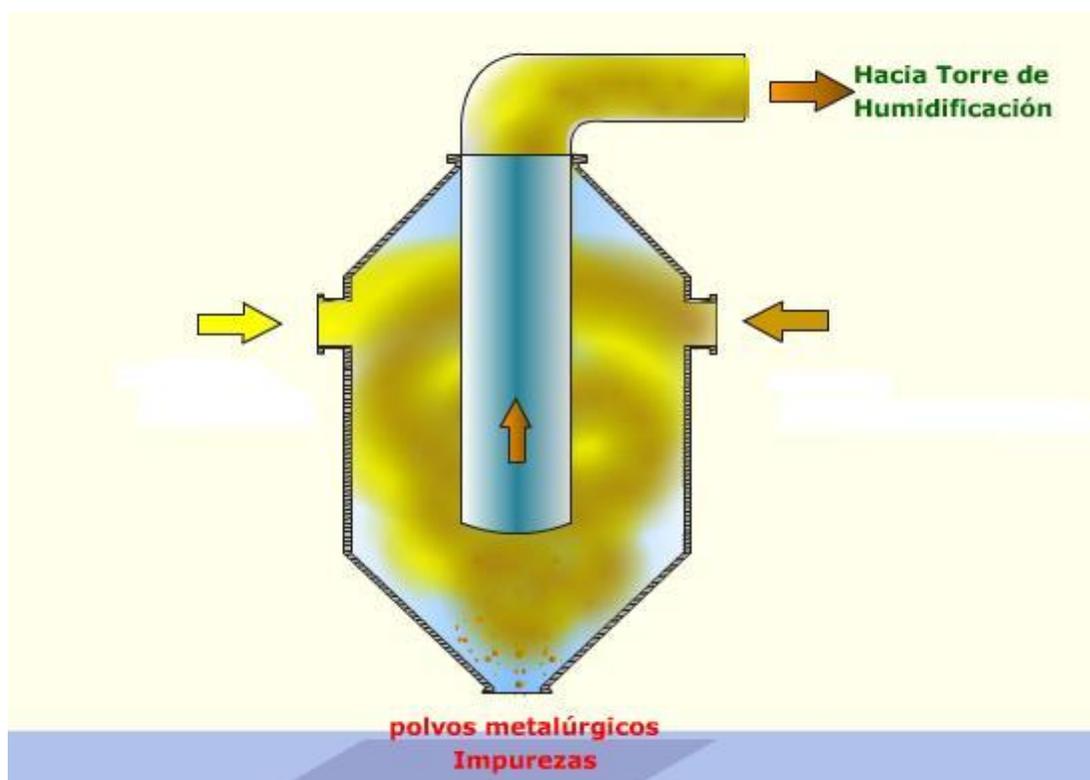


Figura 2.2: Cámara de mezcla.

2.4.1.2 Torre humidificadora

También conocida como torre quench o desarsenificadora, es el primer equipo de limpieza y enfriamiento de gases.

Los gases pasan por esta torre por tiraje de los sopladores de anhídrido sulfuroso (SO_2) que se encuentran instalados en el área de contacto.

CAPITULO II

Esta torre cuenta con boquillas inyectoras de ácido débil en su parte superior operando en contra corriente con los gases, los que son enfriados adiabáticamente por evaporación de parte del agua que posee el ácido débil inyectado, alcanzando la saturación de los gases con vapor de agua. Además, el líquido no evaporizado captura una buena parte de los contaminantes volátiles del gas, como el arsénico, selenio, plomo, polvos metalúrgicos en general, además absorbe la baja concentración de anhídrido sulfúrico (SO_3) que trae el gas, concentrando de esta forma el ácido débil, el que no puede superar los 31 gramos de ácido por litro según especificaciones de diseño. Sin embargo, gran parte del ácido sulfúrico (H_2SO_4) formado por la absorción del anhídrido sulfúrico en el agua sale de la torre en forma de vapor junto con la corriente gaseosa que lleva el anhídrido sulfuroso.

El ácido débil es recirculado entre un estanque de almacenamiento (V-101) y la torre humidificadora siempre y cuando tenga concentraciones inferiores a 31 gramos de ácido por litro y 19 gramos de arsénico por litro, de caso contrario es enviado a la planta de tratamiento de arsénico.

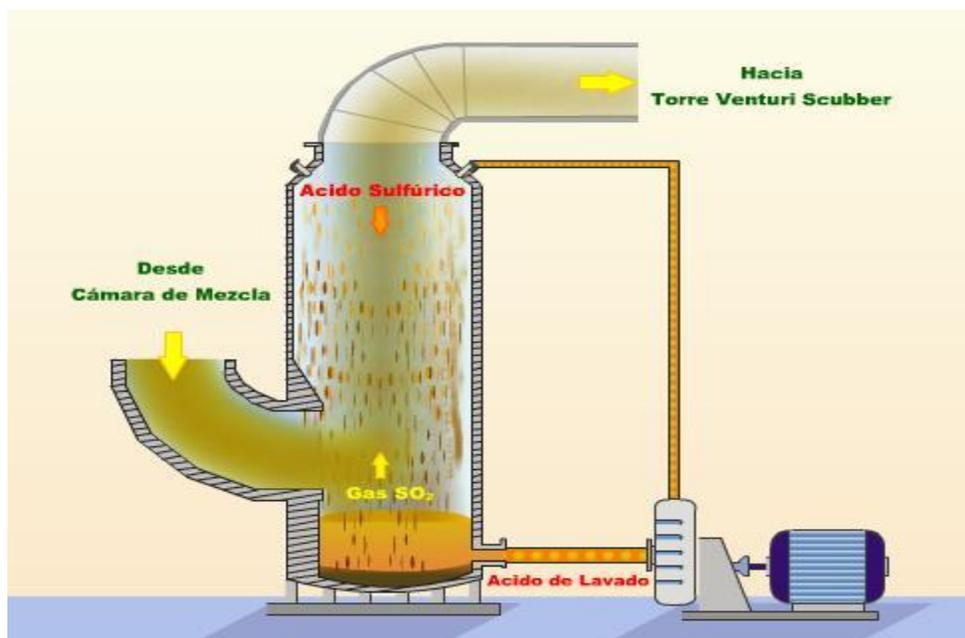


Figura 2.3: Torre humidificadora

CAPITULO II

2.4.1.3 Lavador Venturi

La mayor limpieza de los gases en cuanto a polvos metalúrgicos se refiere es llevada a cabo en este equipo, que posee dos etapas de caída de presión. En la primera etapa, se realiza un lavado preeliminar del gas, quitando parte de las impurezas. En la segunda etapa, que cuenta con un motor para ajustar la caída de presión, se realiza la depuración de los polvos en el gas por medio del proceso denominado goteo variable que consiste en ajustar el tragante o plato del segundo cuello para que el flujo de gas sea transformado en un flujo radial, así gran parte de las partículas que contiene el gas chocan en la pared del equipo y son capturadas por el líquido depurador. Este líquido es ácido débil, el cual se pulveriza y continúa en el mismo sentido del flujo de gas. El proceso de eliminación de partículas se lleva a cabo en la zona de depuración, es decir en el segundo cuello, donde el gas y el líquido depurador pasan de forma radial por los anillos hacia la pared de envoltura. El movimiento relativo entre el gas y el líquido depurador, es decisivo para el efecto depurador, se obtiene mediante el aumento de la velocidad del flujo, ajustando el área de sección transversal de la zona de depuración.

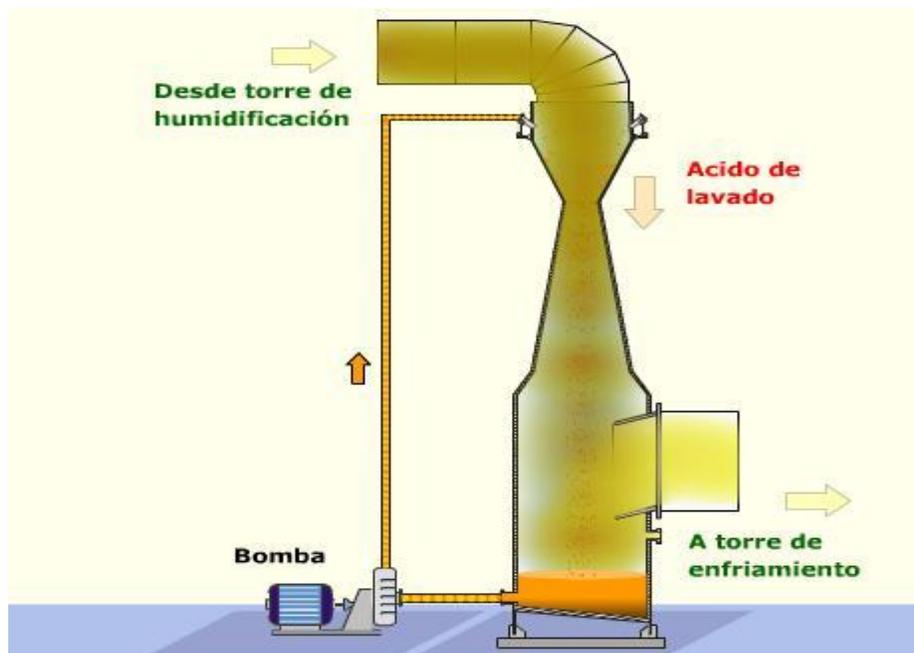


Figura 2.4: Lavador Venturi.

CAPITULO II

2.4.1.4 Torre de enfriamiento

También conocida como torre empacada, tiene como relleno esferas de polipropileno diseñadas para el enfriamiento del gas con una altura de 5 metros de esferas. Además, al igual que en los equipos anteriores cuenta con boquillas inyectoras de ácido débil para el enfriamiento de los gases, que es enfriado a través del contacto directo del gas con el ácido débil en contra corriente.

El ácido débil caliente después de haber circulado por la torre es enfriado en intercambiadores de placa (EP101) con agua de las torres de enfriamiento de aguas (T301). También es recuperado parte del material particulado más fino que logra pasar de las etapas antes mencionadas.

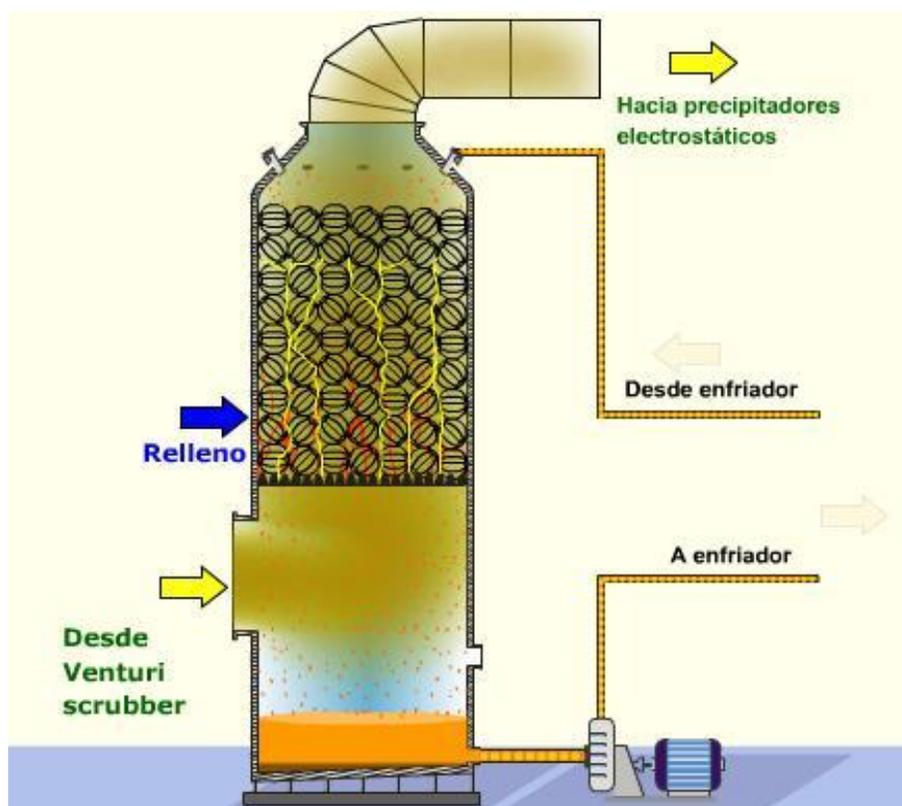


Figura 2.5: Torre de enfriamiento

CAPITULO II

2.4.1.5 Precipitadores electroestáticos húmedos

El gas ya frío y con gran parte del material particulado retirado se dispone a pasar por la última sección del área de limpieza, que es por los precipitadores electroestáticos húmedos. Cada módulo de las GCP cuenta con 3 precipitadores electroestáticos húmedos tipo placa (M101) y 3 tipo tubos (M102) que operan en serie. Estos son húmedos para así poder captar la neblina ácida que en caso de pasar causarían estragos aguas abajo en el proceso. Los precipitadores están equipados en su parte superior con un sistema de inundación que permite su limpieza.

La finalidad del precipitador electroestático húmedo de placas es capturar el material particulado, mientras que la del precipitador electroestático húmedo de tubos es retirar la neblina ácida.

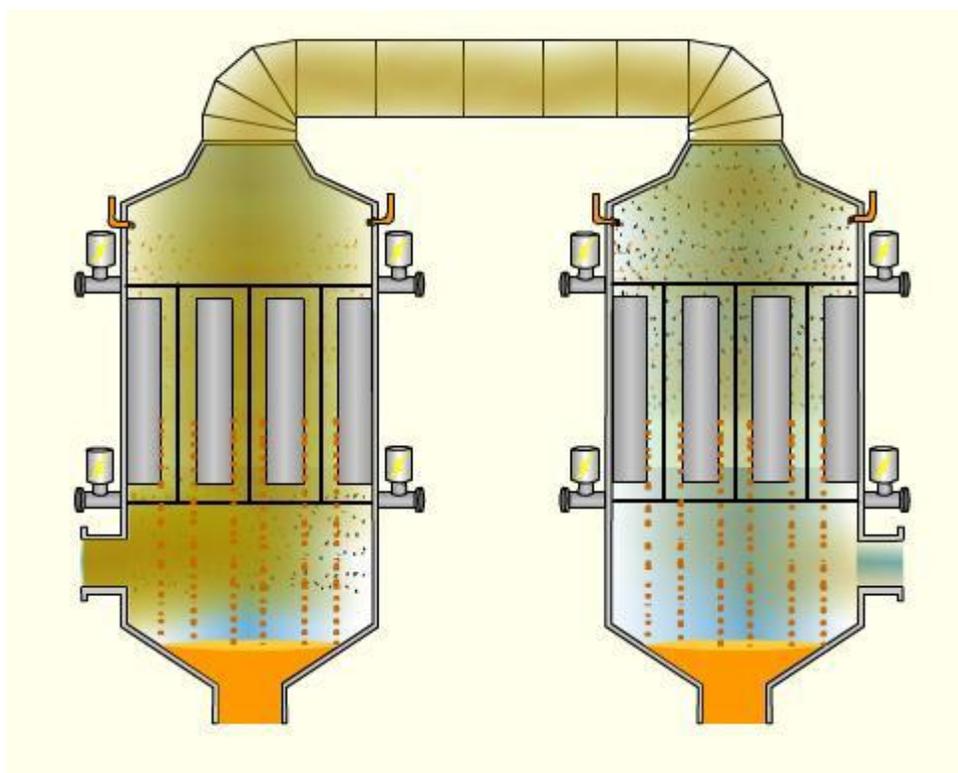


Figura 2.6: Precipitadores Electroestáticos Húmedos

CAPITULO II

2.4.2 Área de contacto.

El objetivo de esta área es secar los gases provenientes de la limpieza, convertir el anhídrido sulfuroso en anhídrido sulfúrico para su final absorción con reacción química y producir el ácido sulfúrico 98%.

Equipos principales del área:

- 1) Torre de secado (T201)
- 2) Soplador de SO_2 (B201)
- 3) Intercambiadores de calor agua/ácido
- 4) Intercambiadores de calor gas/gas
- 5) Convertidor catalítico (R201)
- 6) Torre final de absorción (T203)

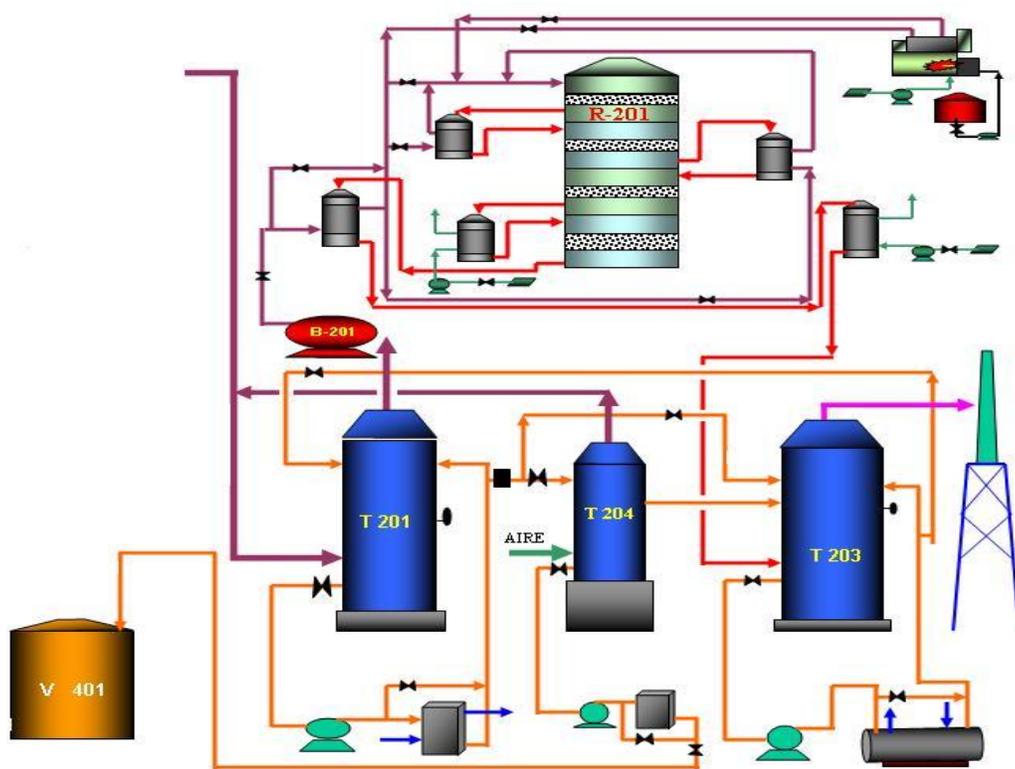


Figura 2.7: Diagrama área de contacto

CAPITULO II

2.4.2.1 Torre de secado de gases

El primer equipo perteneciente al área de contacto es la torre de secado de gases, la que recibe el gas limpio, sin polvos metalúrgicos ni neblina ácida y saturado en vapor de agua.

En esta torre, el gas húmedo es puesto en contacto directo en contra corriente con ácido sulfúrico concentrado al 96% a través del relleno con el que cuenta la torre. El ácido sulfúrico absorbe toda la humedad del gas para así evitar daños en los equipos posteriores.

El ácido de 96% es recirculado por bombas verticales de ácido y es enfriado por intercambiadores de calor tipo placas de ácido/agua utilizando para esto agua de las torres de enfriamiento.

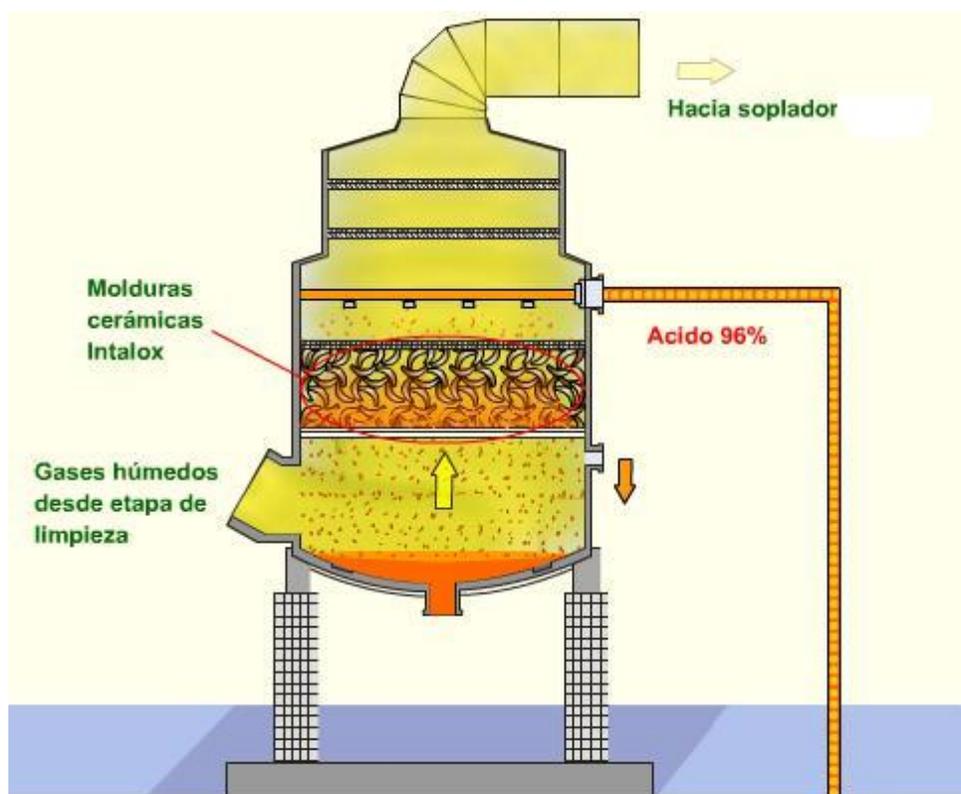


Figura 2.8: Torre de secado.

CAPITULO II

2.4.2.2 Sopladores de anhídrido sulfuroso

Un vez secos los gases, son comprimidos por el soplador principal de anhídrido sulfuroso el que tiene un sistema de control de paletas de succión y un sistema de desvío del gas para recirculación con el fin de poder manejar la tasa de flujo durante la operación.

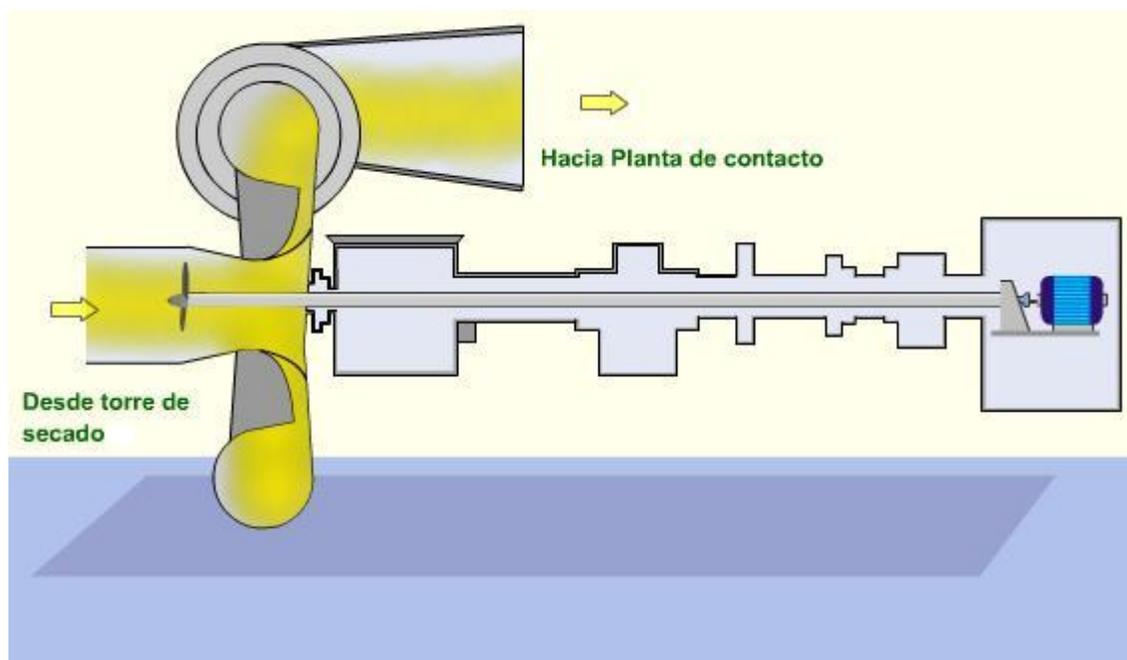


Figura 2.9: Soplador principal de anhídrido sulfuroso

2.4.2.3 Convertidor catalítico

Los gases impulsados por el soplador son calentados a través de dos intercambiadores de calor tipo Gas/Gas (E205 y E201) para alcanzar una temperatura óptima de ingreso al primer lecho catalítico.

En el primer lecho ocurre la reacción de oxidación del anhídrido sulfuroso convirtiéndolo a anhídrido sulfúrico bajo una reacción altamente exotérmica, liberando alrededor de 100 MJ por kmol de anhídrido sulfúrico producido.

El gas de salida del primer lecho debe ser enfriado para alcanzar una temperatura óptima de ingreso al segundo lecho. Esto ocurre en el intercambiador de gas E201 mencionado anteriormente donde el gas de salida del primer lecho

CAPITULO II

calienta el gas de ingreso al mismo lecho. En este lecho se alcanza una conversión por diseño de aproximadamente 60%

En el segundo lecho ocurre básicamente el mismo proceso, el anhídrido sulfuroso es oxidado a anhídrido sulfúrico liberando energía. La diferencia es que en este lecho el porcentaje de oxidación corresponde a un 72%, mientras que la conversión acumulada es de 90%

Los gases calientes de la salida del segundo lecho son enfriados a través de un intercambiador de calor tipo Gas/aire E202, el que opera con aire atmosférico, disminuyendo la temperatura del gas en aproximadamente 84°C, expulsando aire caliente a la atmósfera con temperaturas sobre los 200°C.

Los gases nuevamente enfriados vuelven a entrar al Convertidor catalítico, pero esta vez al tercer lecho, en donde se convierte alrededor de un 68% del anhídrido sulfuroso que entra, teniendo así una conversión acumulada de 96.8%.

Nuevamente los gases de salida del Convertidor, en este caso del tercer lecho deben ser enfriados para alcanzar una temperatura óptima de ingreso al cuarto lecho. Esto se lleva a cabo en el intercambiador de tipo Gas/Aire E204 en donde el gas es enfriado en unos 48°C, por medio de aire atmosférico que es disipado a unos 245°C

Finalmente, en el último lecho del Convertidor catalítico, la conversión del anhídrido sulfuroso acumulada alcanza el 98% con una conversión por lecho de 57%.

El gas caliente a la salida del Convertidor es utilizado para precalentar el gas frío del que se dispone a ingresar al primer lecho en el intercambiador de calor tipo Gas/Gas E205.

En la última etapa del área de conversión, antes de que los gases pasen por la torre de absorción final, se vuelven a enfriar con el intercambiador de calor de tipo Gas/Aire E206, utilizando para ello aire atmosférico y expulsándolo a unos 210°C.

CAPITULO II

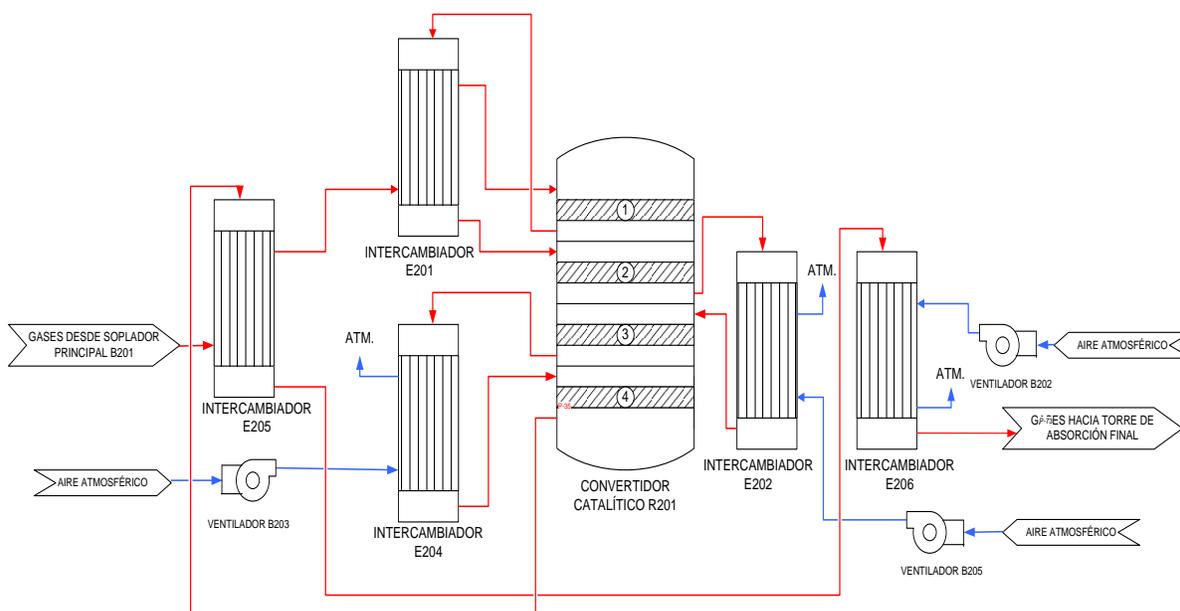


Figura 2.10: Configuración actual área conversión catalítica.

2.4.2.4 Torre de absorción

En la torre de absorción final, la totalidad del anhídrido sulfúrico producido en el área de conversión catalítica es absorbido por ácido producto que tiene una concentración de 98.5%. Este ácido circula por medio de bombas verticales dispuestas en serie y dado que la reacción de absorción del anhídrido sulfúrico es altamente exotérmica, el ácido producto es enfriado en un intercambiador de tubos y carcasa protegido anódicamente con agua desmineralizada como líquido frío.

Los gases no absorbidos, en su mayoría nitrógeno y oxígeno son enviados a la atmósfera a través de la chimenea que posee cada planta de contacto.

CAPITULO II

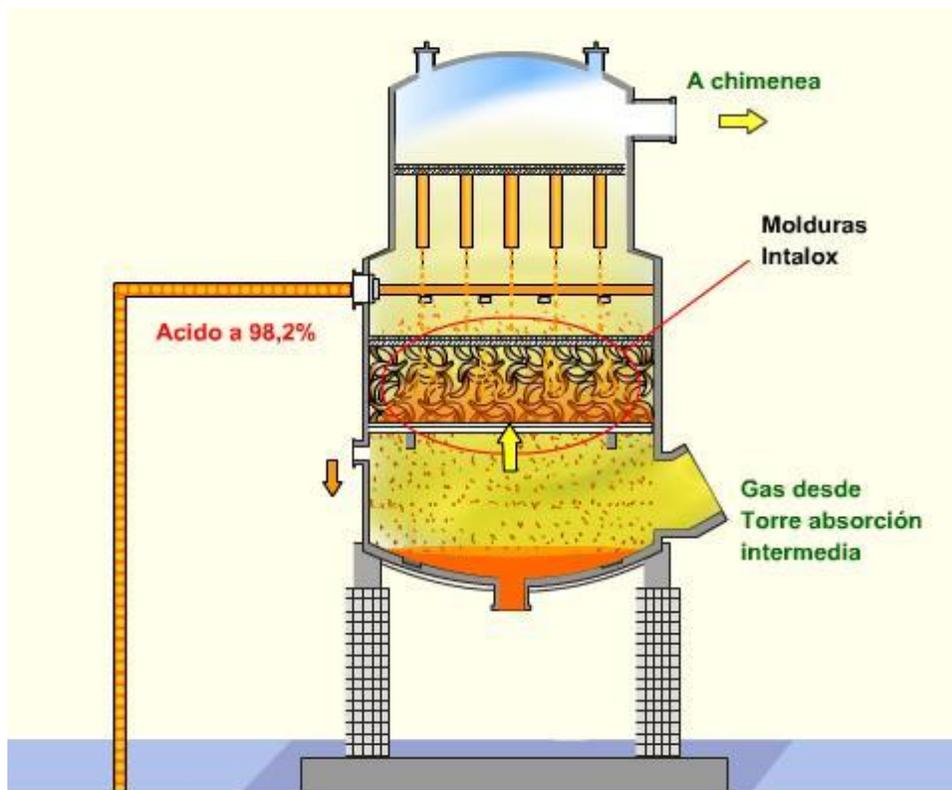


Figura 2.11: Torre de absorción final

2.4.3 Sistema de ácido.

El sistema de circulación de ácido en las torres de secado y absorción se basa en un diseño individual para cada ácido (96% y 98.5%), cada con sus respectivas bombas y enfriadores.

La concentración del ácido en cada torre puede ser controlada individualmente mediante líneas de transferencia cruzada de ácido entre las torres de secado y absorción o bien agregando agua de dilución. A su vez, la temperatura del ácido a la entrada de cada torre también será controlada automáticamente mediante flujo de ácido desviado de los enfriadores, con el objetivo de tener una mayor eficiencia de absorción de humedad y anhídrido sulfúrico.

CAPITULO II

El ácido producto es extraído de la torre de absorción final y llevado a una torre tipo stripping en donde es removido el anhídrido sulfuroso remanente en el líquido a través de aire en contra corriente y recirculado a la torre de secado de gases

Finalmente, el ácido libre de anhídrido sulfuroso es enviado a los lugares de almacenamiento.

CAPITULO II

2.5 Estado del arte

2.5.1 Eficiencia Energética.

Existen industrias que en la actualidad operan de tal forma que disipan una cantidad importante energía a la atmósfera, dado que así es su configuración de diseño para poder satisfacer la operación normal de producción. Sin embargo, esta energía térmica disipada al ambiente puede ser atractiva para CODELCO, la que puede ser recuperada como energía eléctrica en la Planta Termoeléctrica, formando así una oportunidad de negocio para la corporación estatal. Esto sería considerado como eficiencia energética en las plantas de ácido dado que se reduciría el consumo energético y existiría una mayor eficiencia económica en el proceso productivo a partir de un cambio tecnológico (1).

Esta cogeneración de energía sería un gran aporte al sistema energético del sector minero debido al incremento anual del consumo de esta, como se muestra en la siguiente figura (2):

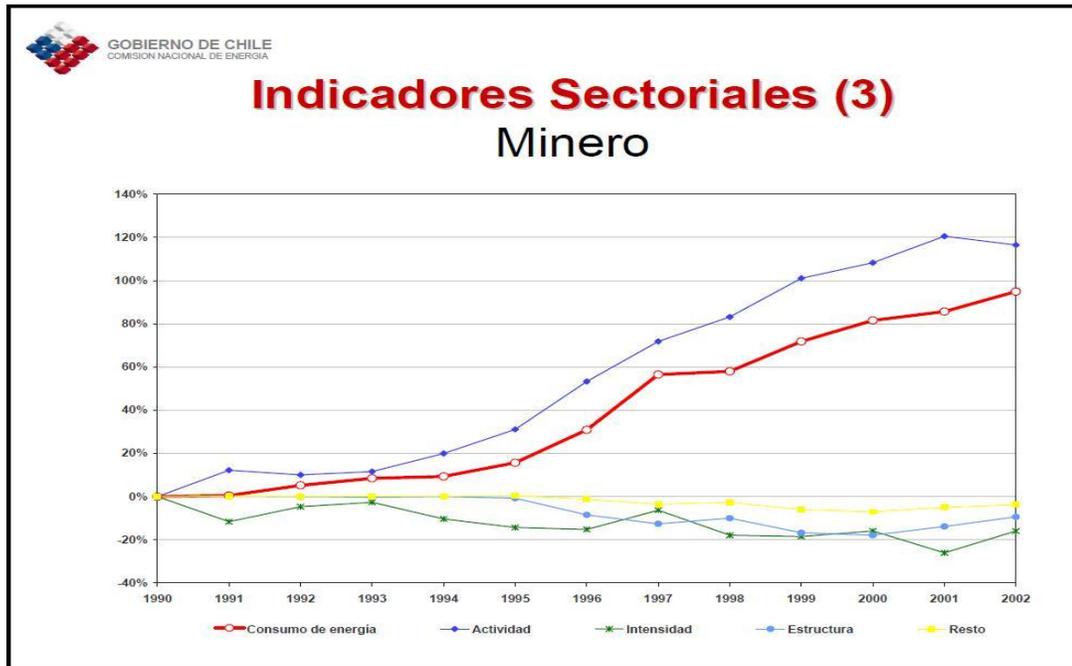


Figura 2.12: Indicadores para actividades mineras.

CAPITULO II

El aumento en el consumo energético, llevó al gobierno a tomar cartas en el asunto, creando para ello en el año 2005 el Programa País de Eficiencia Energética que tiene por objetivo principal establecer las bases institucionales y el marco normativo para la eficiencia energética. Este programa es aplicado al sector de la minería del cobre debido a que es el mayor consumidor de energía en el país con alrededor de un 30% (3) del total, como se muestra en la siguiente figura:

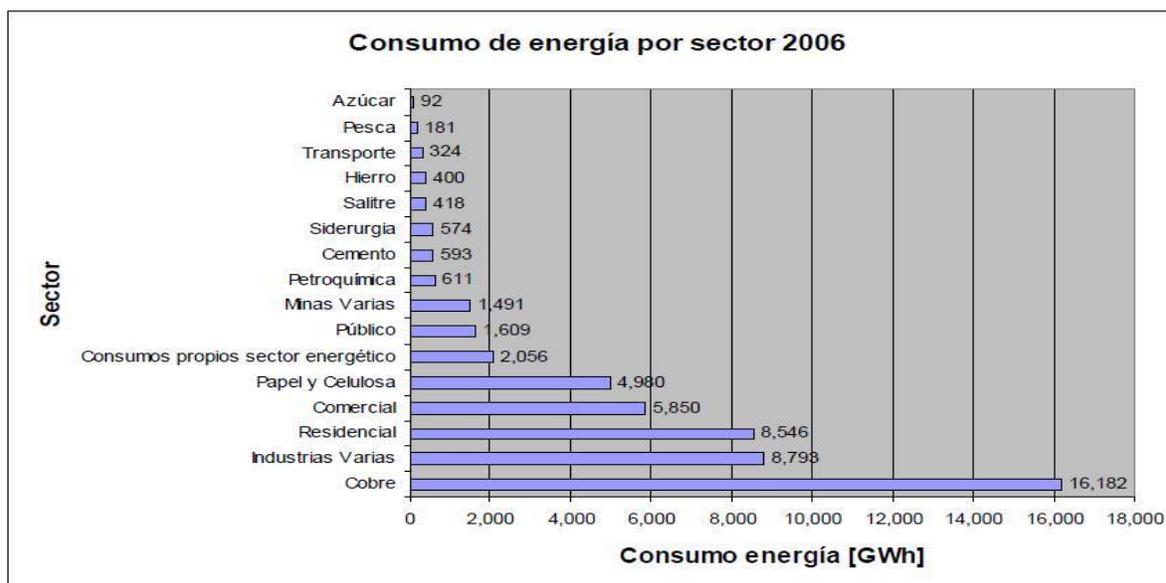


Figura 2.13: Consumo energético en industrias Chilenas año 2006.

A partir del Programa País de eficiencia energética se crea el Programa de Preinversión de Eficiencia Energética en donde se evaluaron 192 proyectos y se concretaron 67 de ellos (4).

2.5.2 Plantas de ácido

En lo que a plantas de ácido se refiere, se encuentran las que producen el ácido a partir de azufre elemental el que es incinerado formando anhídrido

CAPITULO II

sulfuroso, convertido a anhídrido sulfúrico y finalmente absorbido formando ácido sulfúrico. Los otros tipos de plantas son las que operan a partir de los gases producidos en los procesos pirometalúrgicos, en donde los gases llevan una concentración considerable de anhídrido sulfuroso por la separación del metal a producir del azufre que este trae. Una de las grandes diferencias que existen entre ambas plantas es que las que forman ácido sulfúrico a partir de los gases emanados de fundición necesitan estrictamente un área de limpieza para así no dañar con impurezas el catalizador que se encuentra en el interior del Convertidor catalítico (5).

En el caso de las plantas incineradoras de azufre, estas poseen una cámara de combustión e inmediatamente después una caldera recuperadora de calor residual, la que recibe como fluido frío agua precalentada en un economizador. El agua usada para el enfriamiento de gases no puede ser agua fría, dado que se alcanzaría el punto de rocío del ácido sulfúrico que se forma entre el vapor de agua y el anhídrido sulfúrico de la combustión de azufre, lo que causaría problemas de corrosión en el interior de la caldera. (6).

2.5.2.1 Plantas de ácido de Codelco

En la actualidad Codelco cuenta con cuatro plantas de ácido sulfúrico que operan en las divisiones Chuquicamata, El Salvador, Ventanas y El Teniente. Cada una de ellas tiene distinta producción, dependiendo de la cantidad de concentrado de cobre que pueda fundir la respectiva división. Sin embargo, la base del proceso es la misma, contando con un área de limpieza de gases y un área de contacto para la producción de ácido sulfúrico.

Las plantas de ácido de Chuquicamata, El Salvador y El Teniente cuentan con la misma configuración de una absorción simple tecnología de Mitsubishi-Lurgi, mientras que la Planta de ácido de la división Ventanas tiene una tecnología distinta de absorción doble Hugo Petersen (7).

CAPITULO II

Tal configuración hace que las plantas de ácido de Chuquicamata tienen una pérdida de energía a la atmósfera importante en el área de la conversión catalítica de anhídrido sulfuroso (8).

2.5.3 Otras Plantas de ácido

2.5.3.1 Planta de ácido Fundición Chagres

La planta de ácido de División Fundición Chagres propiedad de Anglo American Chile tiene una capacidad de procesamiento de $150000 \text{ (Nm}^3/\text{h)}$ con una concentración aproximada de 11.7% de anhídrido sulfuroso. Esta planta en su área de conversión catalítica no cuenta con focos de pérdida de energía debido a su configuración la que se muestra a continuación:

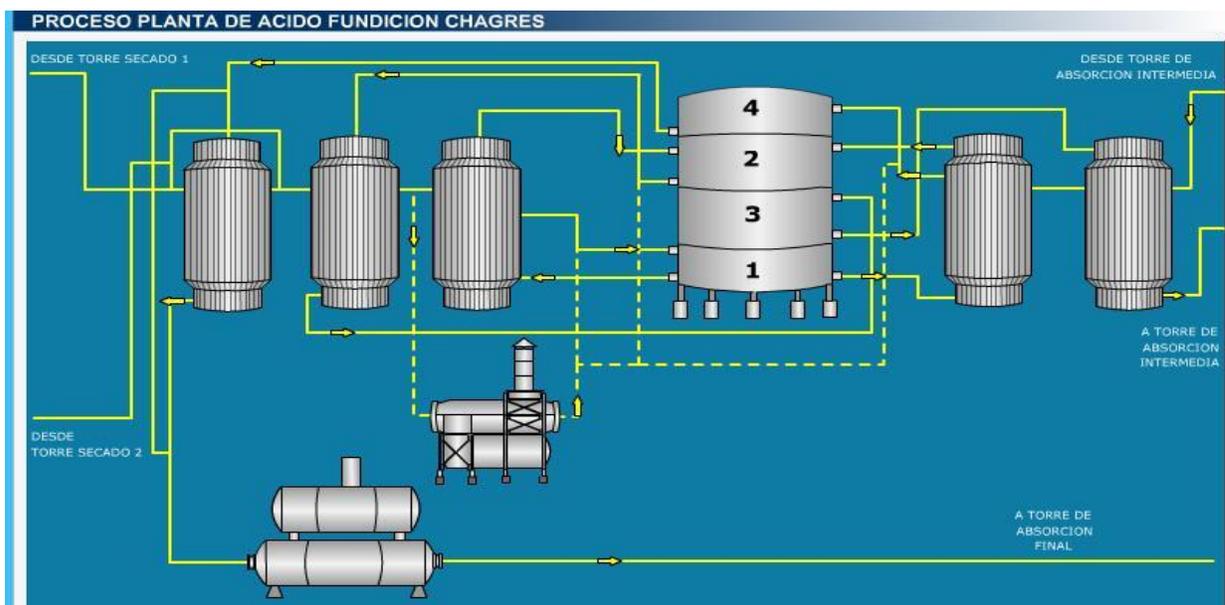


Figura 2.14: Configuración de área de conversión catalítica en plantas de ácido Fundición Chagres.

CAPITULO II

Para tener una temperatura óptima de ingreso de gases a torre de absorción final posee una caldera como recuperadora de calor de tipo pirotubular que entrega un vapor saturado de 21 bar. Generando aproximadamente $7.05\left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right)$ de vapor saturado (9).

2.5.3.2 Planta de ácido de Mejillones

Esta planta de ácido se encuentra ubicada en el barrio industrial de mejillones. Entre sus procesos se encuentra la producción de ácido sulfúrico, generación de vapor de baja y alta presión y energía eléctrica. La recuperación de energía la realizan a través de dos economizadores en donde el agua es calentada y evaporada a unos 250°C . El vapor generado es enviado a la caldera recuperadora de calor, generando un vapor a 281°C y 64 Bar. Esta planta genera alrededor de 26(MW) en energía eléctrica, todo a partir del vapor generado, así la planta de ácido de mejillones es auto térmica (10).

El proceso se realiza bajo el siguiente esquema:

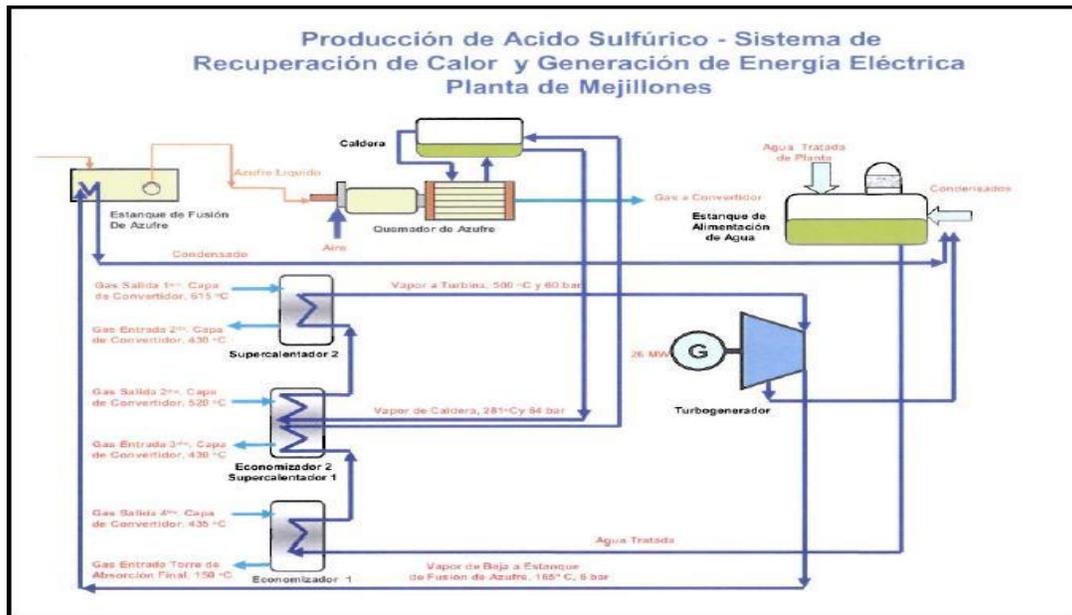


Figura 2.15: Flowsheet para recuperación de energía en planta de ácido de Mejillones.

CAPITULO II

2.5.3.3 Sumitomo Toyo Smelter

La fundición Toyo, bajo un proyecto de expansión para el año 2007, propuso la idea de reducir los costos de operación mediante el aumento de su capacidad de fundición, reducción de petróleo en el horno flash y reducción de energía eléctrica en su planta de ácido. Al igual que en Plantas de ácido de Codelco Chuquicamata, las plantas de ácido de fundición Toyo, ocupan intercambiadores de calor tipo gas/aire, perdiendo alrededor de 6.7GJ/h, por lo que en la nueva línea de conversión de anhídrido sulfuroso han instalado un economizador en vez del enfriador de anhídrido sulfúrico y una caldera en vez del enfriador inter paso, lo que tiene directa relación con el proyecto de éste trabajo. Esto se muestra en la siguiente figura:

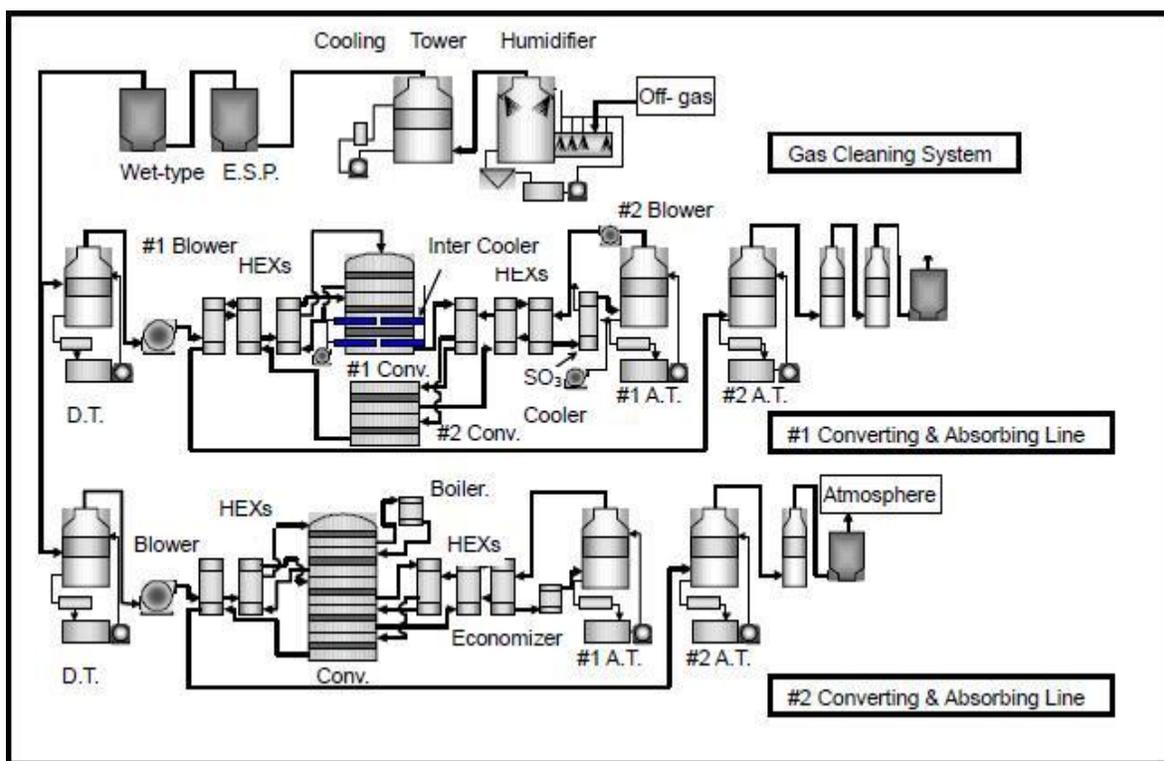


Figura 2.16: Configuración plantas de ácido de Sumitomo Toyo Smelter.

CAPITULO II

El vapor generado por esta nueva línea de conversión es enviado a la central eléctrica de la fundición. Además, parte del vapor es enviado a su nuevo secador rotatorio instalado con el fin de secar el concentrado de cobre a muerte, por lo que se evita el consumo de petróleo (11).

El sistema de recuperación de energía a partir de energía residual en plantas de ácido sulfúrico es aplicado en todas plantas a partir del quemado de azufre (12), mientras que en las plantas a partir de gases de fundición, este sistema es aplicado cuando existe una doble absorción por la estabilidad del proceso (13).

Finalmente la distribución de producción y recuperación de energía en las plantas de ácido en general es de la siguiente forma: (14)

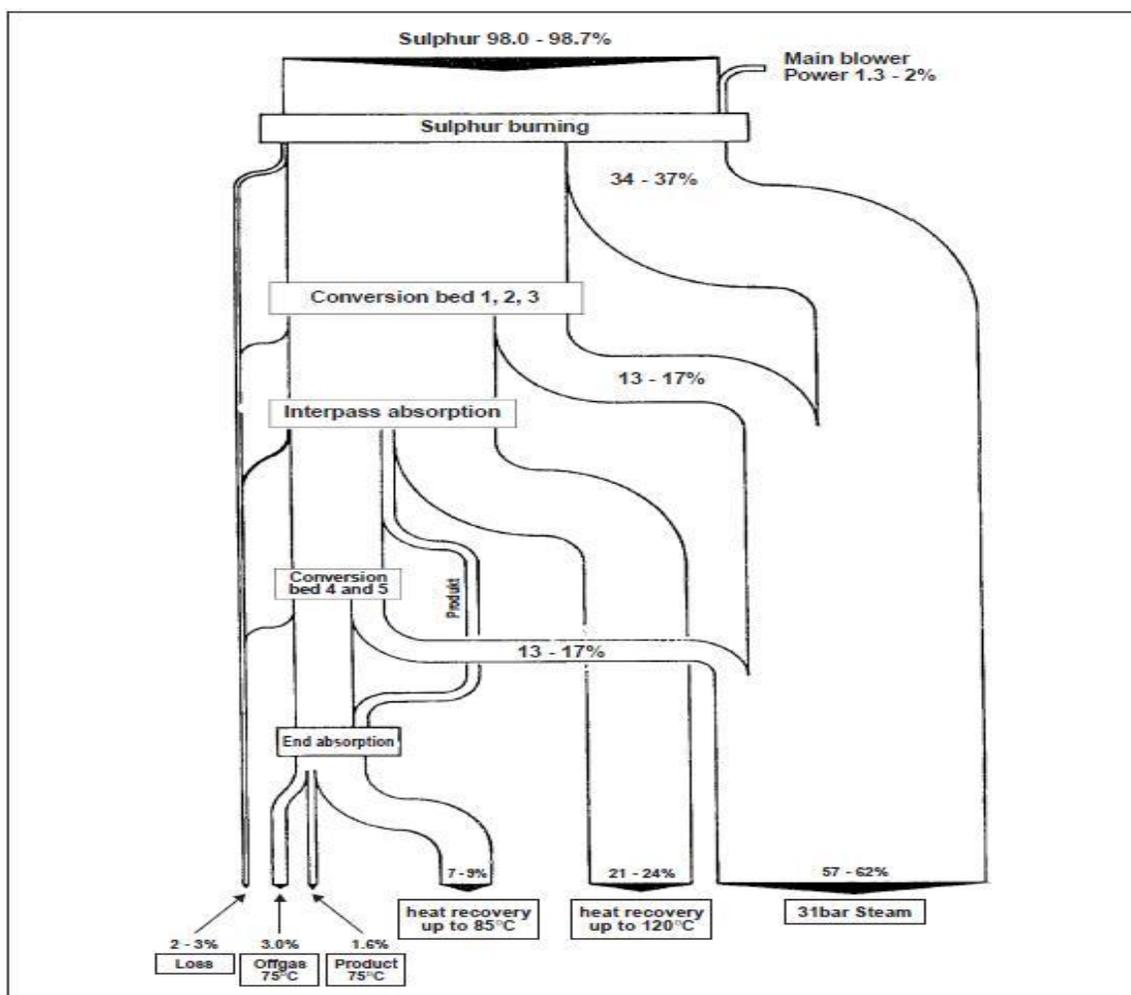


Figura 2.17: Distribución de recuperación de energía en plantas de ácido.

CAPITULO II

2.5.4 Mercado del ácido sulfúrico en Chile

El ácido sulfúrico como materia prima para el tratamiento de metales oxidados es bastante relevante, sobre todo en la segunda región, en donde el consumo supera ampliamente la producción de este, es por eso que se tiene que importar grandes cantidades de ácido.

Chile, entre sus proyectos cupríferos consumidores de ácido sulfúrico al año 2006 tenía a (15):

REGIÓN	CONSUMIDORES ³ Operación o Proyecto	PROPIEDAD		FUENTE		CONDICIÓN	
		Estatal	Privada	Autoab.	Externa	Operación	Proyectos
XV	QUIBORAX ⁴		X		X	Base	
I	HALDEMAN - Sagasca		X	X		Base	
I	BHP - Cerro Colorado		X		X	Base	
I	Collahuasi		X		X	Base	Potencial
I	AUR R- Quebrada Blanca		X		X	Base	
II	CODELCO Norte	X		X		Base	Potencial
II	CODELCO - Gaby	X			X	Base	Potencial
II	P DODGE- El Abra		X		X	Base	
II	ANTOF. MIN.- El Tesoro		X		X	Base	
II	BHP - Escondida		X		X	Base	
II	XSTRATA - Lomas Bayas		X	X		Base	Potencial
II	MILPO - Iván		X		X	Base	
II	ANGLO AM. Mantos Bl.		X		X	Base	
II	Mantos de la Luna		X		X	Base	
II	ANTOF. MIN.- Michilla		X		X	Base	
II	BHP- Spence		X		X	Base	
II	Zaldívar		X		X	Base	
III	CODELCO - Salvador	X		X		Base	
III	CERRO DOM.-D.Almagro		X		X		Potencial
III	CONTINENTAL- Franke		X		X		Potencial
III	ENAMI - Plantas	X		X		Base	
III	Punta del Cobre		X		X	Base	
III	CEMIN – Dos Amigos		X		X	Base	Potencial
III	ANGLO AM. Manto Verde		X		X	Base	
III	P. P COPPER - Caserones		X		X		Potencial
IV	AUR R - Carmen de And.		X		X	Base	
V	ANGLO AM El Soldado		X	X		Base	
Met	ANGLO AM -Los Bronces		X	X		Base	
VI	CODELCO - El Teniente	X		X		Base	Potencial

Figura 2.18: Consumo de ácido sulfúrico en Chile.

CAPITULO II

Mientras que como mayores productores tenía a:

REGIÓN	PRODUCTORES Operación o Proyecto	PROPIEDAD		DESTINO		CONDICIÓN	
		Estatal	Privada	Autoabast.	Oferta	Operac.	Proyecto
I	HALDEMAN-Sagasca		X	X	X	Base	Potencial
II	XSTRATA - Altonorte		X	X	X	Base	
II	CODELCO - Chuquicamata	X		X	X	Base	Potencial
III	CODELCO - Potrerillos	X		X	X	Base	
III	ENAMI - Paipote	X		X	X	Base	Potencial
V	ANGLO AMERICAN - Chagres		X	X	X	Base	
V	CODELCO - Ventanas	X		X	X	Base	Potencial
Met.	MOLYMET - Planta Molibdeno		X	X	X	Base	
VI	CODELCO - Caletones	X		X	X	Base	Potencial

Figura 2.19: Productores de ácido sulfúrico en Chile.

Por lo que Codelco en su División Chuquicamata jugaba, juega y jugará un rol fundamental en el ácido sulfúrico dentro del país, ya que posee la planta con mayor producción, llegando a 1.400.000 toneladas por año, es por esto que se hace necesario tener un menor costo de producción por tonelada de ácido (16).

Por otro lado, estimaciones realizadas indican que el consumo para años posteriores aumentará de manera sostenida junto con el precio del ácido. Bajo este punto de vista, el realizar un proceso más eficiente en lo que a energía se refiere, hará que los costos de producción disminuyan, generando así excedentes para las Plantas de ácido (17).

2.6 Análisis FODA para eficiencia energética

Con el fin de identificar aspectos relevantes, tanto en el ambiente interno como externo de la organización, se realizará un análisis FODA para el proyecto del presente trabajo.

2.6.1 Ambiente Interno

En este punto se toman en cuenta los aspectos controlables por la organización, ya sean las fortalezas o las debilidades, todo aplicado al proyecto de eficiencia energética en el área de conversión catalítica de las plantas de ácido sulfúrico.

2.6.1.1 Fortalezas:

- Objetivo claro y específico: Se pretende recuperar energía disipada al ambiente con el fin de disminuir costos de producción en plantas de ácido sulfúrico.
- Conocimiento de proceso: El proceso es conocido y utilizado en la actualidad en diferentes plantas de ácido sulfúrico.
- Cliente interno: Existe cliente para la energía a recuperar (Planta Termoeléctrica).
- Recurso económico: Existe recurso necesario para la implementación del proyecto.
- Recurso humano: Existe personal para operación de equipos.
- Control automático de proceso: Se está implementando un control automático en plantas de ácido sulfúrico. Esto facilitará la operación del proyecto.

CAPITULO II

- Innovación: Proyecto innovador bajo el concepto de Eficiencia Energética de Codelco.

2.6.1.2 Debilidades

- Equipos: El equipo actual en plantas de ácido se encuentra en mal estado o deteriorado, siendo poco eficiente.
- Tecnología: La tecnología actual en plantas de ácido es antigua y obsoleta.
- Recurso humano: Personal de operaciones no capacitado para la operación del proyecto.
- Recurso hídrico: Aumento en la demanda de agua en otras áreas de la división, lo que conlleva a un aumento en el precio de esta.
- Mantenimiento: Personal de mantenimiento no capacitado para realizar tareas en equipos del proyecto.
- Costo de inversión y operación: Elevado costo para implementación de proyecto y operación de este.

2.6.2 Ambiente externo

Para el ambiente externo se tiene en cuenta los aspectos no controlables por el proyecto, dado que son influencias externas a las plantas de ácido. Estos aspectos pueden ser a favor del proyecto, generando ciertas oportunidades de crecimiento o bien pueden ser en desmedro del proyecto siendo un potencial riesgo o amenaza.

2.6.2.1 Oportunidades

- Energía: Aumento en el consumo de esta en diferentes áreas de División Chuquicamata.
- Costos producción: Es posible disminuir el costo de producción de ácido sulfúrico mediante la venta de vapor.

CAPITULO II

- Contaminación: Es posible disminuir emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera mediante la producción de energía limpia.
- Productos: Expansión e ingreso a mercados no explorados para satisfacer necesidades de clientes.
- Valor agregado: Aumento en el precio de ácido por producción de energía limpia en sus plantas.

2.6.2.2 Amenazas

- Gases: disminución de envío de gases por parte de fundición de concentrado.
- Estabilidad: Inestabilidad de flujo y concentración de anhídrido sulfuroso en gases.
- Operación de equipos: Necesidad de operación continua de equipos recuperadores de calor, tanto del fluido frío (agua), como fluido caliente (gases).
- Planta de contacto N°2: Posible fuera de servicio definitivo de planta de contacto N°2.

CAPITULO II

Capítulo III

Balance de masa y energía al Convertidor catalítico

3.1 Química del proceso

3.1.1 Descripción

Las plantas de ácido de Codelco Chuquicamata tienen por objetivo capturar, limpiar, enfriar y transformar a ácido sulfúrico los gases emitidos en los diferentes procesos operacionales de la fundición de concentrado de cobre.

Los gases provenientes de los equipos de fusión Horno Flash (HF) y Convertidor Teniente (CT2), además de los provenientes de los equipos de conversión Convertidores Peirce Smith (CPS) llegan a un punto en común que es la cámara de mezcla de gases. Desde aquí los gases son homogenizados y enviados a los distintos módulos de limpieza (GCP 2A, 2B, 4A, 4B, 5) en donde son lavados de las impurezas propias de los gases de fundición, tales como: Arsénico (As), Plomo (Pb), Mercurio (Hg), Zinc (Zn) entre otros, disminuyendo así el impacto ambiental en los alrededores de Chuquicamata.

Una vez limpios los gases, son distribuidos a las plantas de contacto (CAP 2, 3, 4) según disponibilidad. Estas plantas tienen por diseño una producción de 2050 toneladas de ácido sulfúrico por día de operación, operando las 24 horas del día.

Como etapa siguiente a la limpieza y enfriamiento de gases se procede al secado de éstos, quitando la humedad mediante el contacto de los gases con

CAPITULO III

ácido sulfúrico al 96% de concentración, evitando la creación de neblina ácida que podría provocar daños ya sea en el catalizador del Convertidor o equipos aguas abajo.

Una vez secado los gases, son enviados mediante un soplador de gases al área de conversión del anhídrido sulfuroso (Convertidor catalítico R-201).

Cada Convertidor catalítico (R-201 (II), R-201 (III) Y R-201(IV)) cuenta con cuatro lechos o masas de catalizadores, dos intercambiadores de calor tipo gas/gas (E201 y E205) y tres intercambiadores de calor tipo gas/aire (E202, E204 y E206) con sus respectivos sopladores de aire. Esto se ve representado en la figura 3.1

CAPITULO III

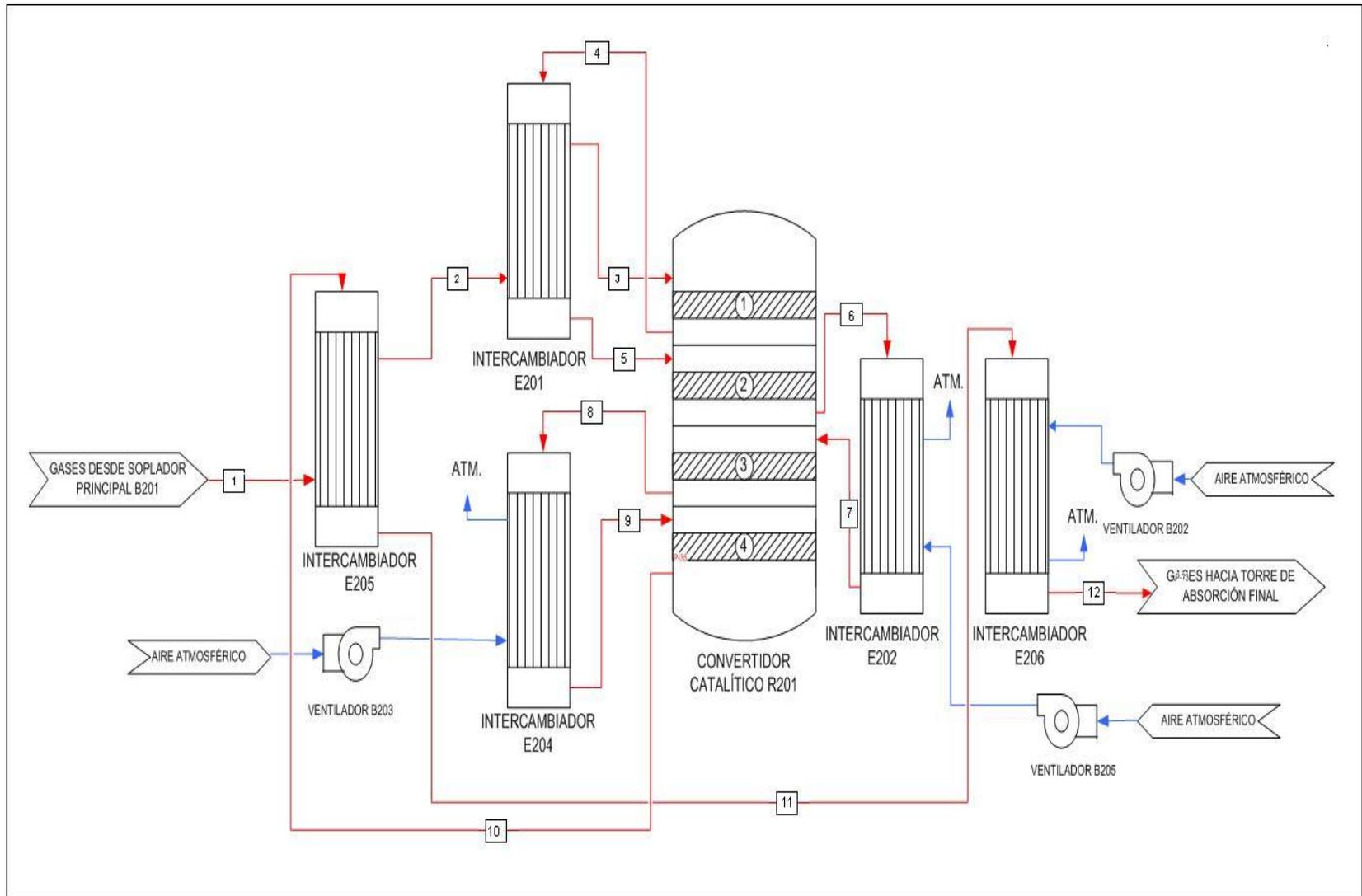


Figura 3.1: Configuración actual del área de conversión de CAP-2, CAP-3 y CAP-4

CAPITULO III

Finalmente los gases producidos en el Convertidor catalítico son enviados a la torre de absorción final en donde son absorbidos con ácido sulfúrico al 98.5% de concentración y los gases de descarte se eliminan por chimenea (ST-201).

3.1.2 Reacciones involucradas

3.1.2.1 Reacción en área de limpieza

Los gases provenientes de la fundición tienen una alta concentración de anhídrido sulfuroso (SO_2) y muy baja de anhídrido sulfúrico (SO_3). Sin embargo esta concentración no puede ser despreciada, dado que en base a esta se forma el efluente ácido que finalmente es el que captura el material particulado, ya sea polvo, arsénico, mercurio, etc.

En el área de limpieza (GCP 2A, 2B, 4A, 4B, 5) se lleva a cabo una reacción, que es la producción de ácido sulfúrico:



Esta es una reacción altamente exotérmica, liberando así 130 MJ por kilomol de anhídrido sulfúrico (SO_3) consumido.

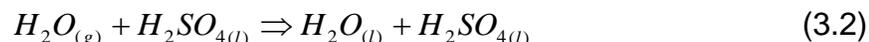
La concentración del ácido producido en el área de limpieza no supera los 31 gramos de ácido por litro.

3.1.2.2 Reacción en secado de gases

Según el diseño de las plantas, los gases que salen del área de limpieza tienen una humedad de $104 \left(\frac{gr}{Nm^3} \right)$ de agua, la cual debe ser retirada utilizando

CAPITULO III

para ello ácido sulfúrico al 96%. La reacción en este caso es una dilución del ácido sulfúrico:



Al igual que en el punto anterior, esta reacción es exotérmica, liberando alrededor de 80 MJ por kmol de $H_2O_{(g)}$ convertido.

3.1.2.3 Reacción en lechos del Convertidor catalítico

Los gases una vez secos, llegan al Convertidor catalítico, en donde el anhídrido sulfuroso (SO_2) es convertido a anhídrido sulfúrico (SO_3). El catalizador ocupado en esta etapa es de pentóxido de vanadio (V_2O_5).

La reacción aquí ocurre entre el anhídrido sulfuroso (SO_2) y el oxígeno (O_2), como se muestra a continuación:



Esta reacción también es exotérmica, liberando alrededor de 100 MJ por kilomol de anhídrido sulfúrico producido. Debe ocurrir a unos 390°C - 400°C para que el catalizador se active y no superar los 610°C para evitar el deterioro de este mismo.

3.1.2.4 Reacción en torre de absorción final

Una vez producido el anhídrido sulfúrico (SO_3), éste pasa al último equipo del proceso, la torre de absorción final T-203 en donde el anhídrido sulfúrico que es altamente soluble en agua es absorbido formando así ácido sulfúrico.

CAPITULO III

La reacción es la misma para la formación del efluente ácido:



Esta es una reacción altamente exotérmica, liberando así 130 MJ por kmol de anhídrido sulfúrico (SO_3) consumido.

Todos los equipos del área de contacto operan de forma adiabática.

3.2 Oxidación de anhídrido sulfuroso

Para construir la curva de equilibrio y realizar los balances de masa y energía a cada lecho del Convertidor catalítico se tendrán las siguientes consideraciones:

- La reacción que se lleva a cabo en cada paso del Convertidor catalítico ocurre de forma adiabática, debido al recubrimiento con el que cuenta este equipo.
- La presencia de neblina ácida en los gases entrada al Convertidor catalítico es despreciable.
- La presencia de polvo o impurezas metálicas en los gases de entrada es despreciable
- La relación entre el anhídrido sulfuroso (SO_2) y oxígeno (O_2) en la entrada de gases al Convertidor catalítico es de 11.7%/12.9%, respectivamente.
- El nitrógeno no afecta a la reacción, ya que no existe producción de NOx. (22)
- La concentración de dióxido de carbono es despreciable. Esta podría afectar debido a su capacidad calorífica en la conversión del anhídrido sulfuroso.

CAPITULO III

3.2.1 Curva de equilibrio para proceso de conversión

Para la realización del balance de masa y energía en los diferentes lechos, se hace necesario realizar la curva de equilibrio para la oxidación del anhídrido sulfuroso, a partir de los datos iniciales de composición de oxígeno, nitrógeno, anhídrido sulfuroso, presión al equilibrio, constante de los gases ideales y las constantes de energía libre de gibbs para la oxidación del anhídrido sulfuroso. El desarrollo detallado de estas ecuaciones se encuentra en el anexo B.

3.2.1.1 Porcentaje de oxidación de anhídrido sulfuroso

Para determinar el porcentaje de oxidación del anhídrido sulfuroso se debe desarrollar el balance de masa y energía simultáneamente por cada lecho del Convertidor catalítico.

Para el balance de masa tenemos que:

$$\% \text{Oxidación } SO_2 = \frac{mol_{SO_2}^e - mol_{SO_2}^s}{mol_{SO_2}^e} = \phi \quad (3.5)$$

Mientras que al equilibrio se considera como:

$$\% \text{Oxidación al equilibrio } SO_2 = \frac{mol_{SO_2}^e - mol_{SO_2}^{s.E}}{mol_{SO_2}^e} = \phi^E \quad (3.6)$$

3.2.1.2 Constante de equilibrio

La constante de equilibrio para la reacción de oxidación del anhídrido sulfuroso está dada por la siguiente ecuación, suponiendo gas ideal:

CAPITULO III

$$K_E = \frac{P_{SO_3}^E}{P_{SO_2}^E \cdot (P_{O_2}^E)^{\frac{1}{2}}} \quad (3.7)$$

Además., podemos obtener las siguientes relaciones:

- $P_{SO_3}^E = X_{SO_3}^E \cdot P_T$
- $P_{SO_2}^E = X_{SO_2}^E \cdot P_T$
- $P_{O_2}^E = X_{O_2}^E \cdot P_T$

Combinando las ecuaciones tenemos el siguiente término:

$$K_E = \frac{X_{SO_3}^E}{X_{SO_2}^E \cdot (X_{O_2}^E)^{\frac{1}{2}}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}} \quad (3.8)$$

3.2.1.3 Efecto de la temperatura

La ecuación de la constante de equilibrio (K_E) está relacionada con la temperatura por la ecuación de Van't Hoff:

$$\ln(K_E) = \frac{-\Delta G_T^\circ}{R \cdot T_E} \quad (3.9)$$

Donde ΔG_T° es la energía libre de Gibbs para la oxidación del anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico, que está dada de la siguiente forma:

$$^{(1)}\Delta G_{SO_2+O_2 \Rightarrow SO_3}^0 = A \cdot T + B \quad (3.10)$$

CAPITULO III

Donde A y B son constantes empíricas que relacionan la energía libre de gibbs con la temperatura.

$$A = 0.09357 \left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg} \cdot \text{mol SO}_2} \cdot K \right)$$

$$B = -98.41 \left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg} \cdot \text{mol SO}_2} \right)$$

Combinando ambas ecuaciones tenemos que:

$$\ln(K_E) = \frac{-(A \cdot T_E + B)}{R \cdot T_E} \quad (3.11)$$

Despejando la temperatura de equilibrio:

$$T_E = \frac{-B}{A + R \cdot \ln(K_E)} \quad (3.12)$$

Donde R es la constante de gas ideal y T_E es la temperatura al equilibrio en unidades de Kelvin.

$$R = 0.008314 \left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg} \cdot \text{mol SO}_2} \cdot K \right)$$

(1) Modelo obtenido de *NIST-JANAF, Thermochemical Tables, American Chemical Society and American Institute of Physics. New York.*

CAPITULO III

3.2.1.4 Constante de equilibrio en función de la conversión al equilibrio

Realizando los balances molares que se presentan en el anexo B, a los elementos involucrados, obtenemos la siguiente expresión para la constante de equilibrio:

$$K_E = \left(\frac{\phi^E}{100 - \phi^E} \right) \cdot \left(\frac{100 - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}}{f - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}} \quad (3.13)$$

Donde:

- e: % volumétrico de SO_2
- f: % volumétrico de O_2
- ϕ^E : conversión al equilibrio

3.2.1.5 Formación curva de equilibrio

Finalmente, para formar la curva de equilibrio a partir de la oxidación del anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico tenemos la siguiente ecuación

$$T_E = \frac{-B}{A + R \cdot \ln \left[\left(\frac{\phi^E}{100 - \phi^E} \right) \cdot \left(\frac{100 - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}}{f - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}} \right]} \quad (3.14)$$

CAPITULO III

En donde se considerarán los siguientes valores:

- ϕ^E : variación del % de oxidación entre 0 y 100
- f: 11.7% de SO_2 (valor de diseño de planta)
- e: 12.9% O_2 (valor de diseño de planta)
- P_T : 0.958 Bar absolutos debido a la altura en que se encuentran las plantas de ácido.

CAPITULO III

A partir de estos valores formamos la siguiente curva de equilibrio:

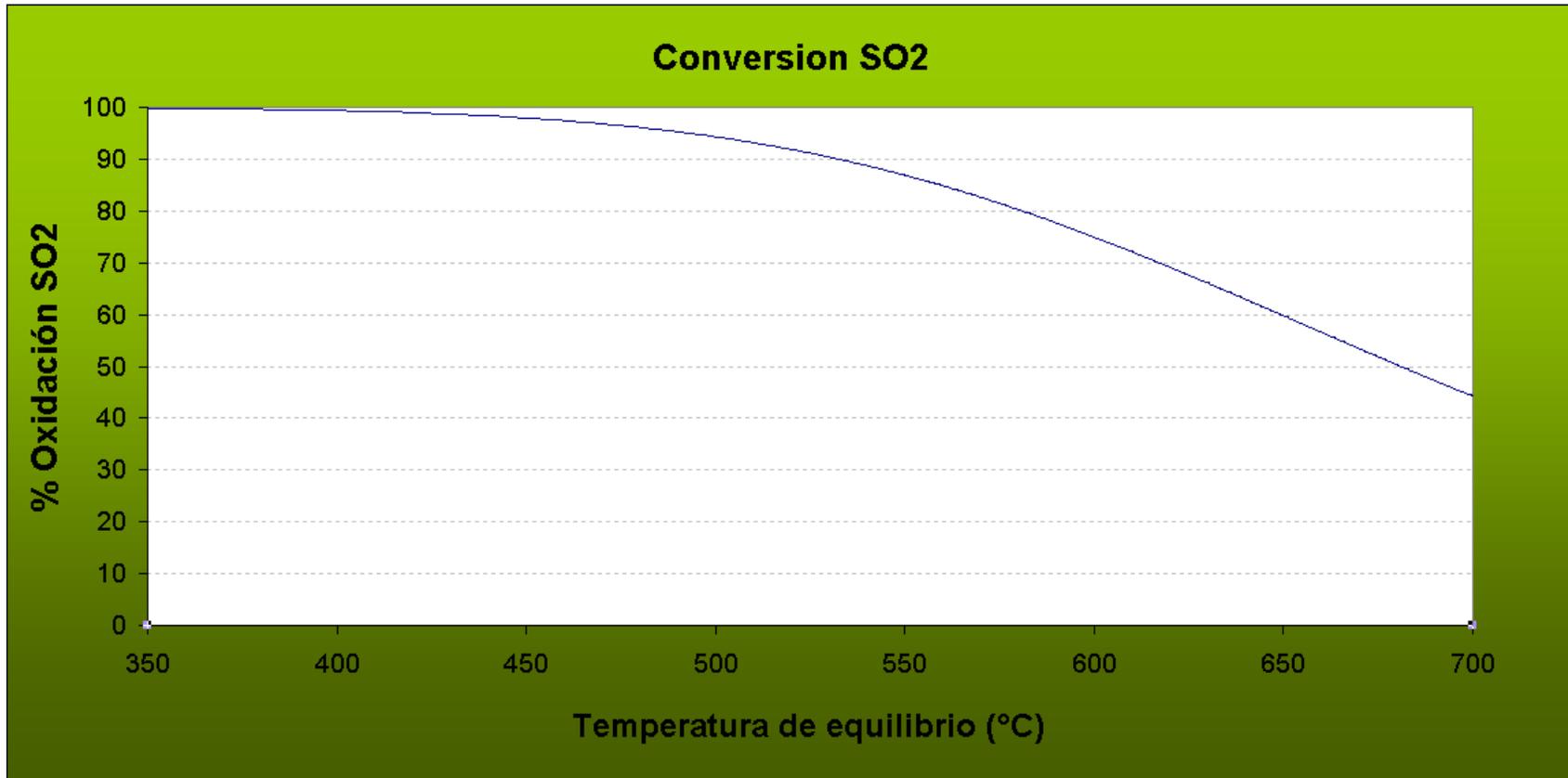


Figura 3.2: Curva de equilibrio para oxidación de anhídrido sulfuroso a partir de datos de diseño en plantas de ácido de Codelco División Chuquicamata.

La curva obtenida en la figura 3.2, será la base para realizar los balances de masa y energía en la conversión catalítica.

CAPITULO III

3.3 Balances de masa y energía en conversión catalítica

En base a la curva de equilibrio generada anteriormente, se puede realizar los balances de masa y energía en el área de conversión catalítica. Las matrices asociadas a dichos balances para cada lecho del Convertidor catalítico se encuentran en el anexo C.

Los datos de entrada de los gases al Convertidor catalítico según el diseño son los siguientes:

- Temperatura: 388°C
- Flujo de gas: $167200 \left(\text{Nm}^3/h \right)$
- Presión: 2290 mBar
- % anhídrido sulfuroso: 11.7
- % oxígeno: 12.9
- % nitrógeno: 75.4

Para la salida se considerará solamente la temperatura de equilibrio por lecho dada por el diseño de las plantas, teniendo como incógnita la conversión por paso y conversión acumulada en el lecho.

Por la ecuación de gas ideal, en condiciones normales de presión y temperatura, con el flujo de gas al primer lecho y con su respectiva composición, podemos obtener la masa molar de cada compuesto en el gas.

De esta forma tenemos el siguiente flujo molar:

Tabla 3.1: Datos iniciales de diseño en plantas de ácido

Balance de masa	
Volumen gases (Nm^3/h)	167200
Kmol/h	7464,85

CAPITULO III

3.3.1 Balances de masa y energía al Convertidor

Para poder obtener la conversión de anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico en cada lecho del Convertidor catalítico es necesario combinar los balances de masa y energía correspondientes al respectivo lecho.

Como incógnita se tendrá la cantidad de moles que se consumen de anhídrido sulfuroso y oxígeno, y la cantidad de moles que se producen de anhídrido sulfúrico en base a la reacción de oxidación mencionada en el punto 3.1.2.3.

Para el balance de energía se considerarán los siguientes valores para las entalpías de las sustancias que componen el gas:

Tabla 3.2: Datos de entalpía para compuestos en gases

Compuesto	Entalpía (T=K)
H(SO ₃)	$0,07144 \times T - 420,6$
H(SO ₂)	$0,05161 \times T - 314,6$
H(O ₂)	$0,03333 \times T - 10,79$
H(N ₂)	$0,03110 \times T - 9,797$

Dichos valores incluyen la entalpía de formación de cada compuesto y fueron obtenidos de la referencia (2).

El detalle de los valores de entalpía se encuentra en el anexo A.

(2) NIST-JANAF, *Thermochemical Tables*, American Chemical Society and American Institute of Physics. New York.

CAPITULO III

3.3.1.1 Balances de masas energía primer lecho

Las corrientes asociadas al primer lecho del Convertidor catalítico son las número tres y cuatro, como se muestra en la siguiente figura:

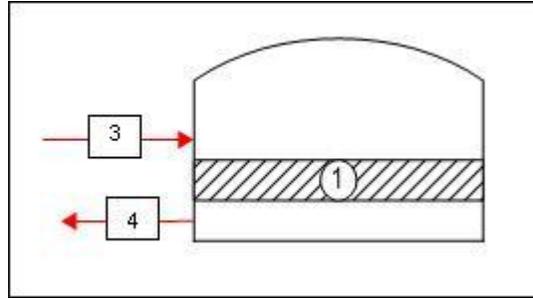


Figura 3.3: Primer lecho Convertidor catalítico.

Flujo molar de entrada al Convertidor catalítico por corriente número tres, obtenido mediante gas ideal:

Tabla 3.3: Datos de iniciales composición de gases

Entrada		
Compuesto	%V	Kmol/h
SO ₃	0.00	0.00
SO ₂	11.70	873.39
O ₂	12.90	962.97
N ₂	75.40	5,628.50
TOTAL	100.00	7,464.85

Balance atómico al azufre:

$$nS_e = nS_s \quad (3.15)$$

$$nSO_{2_e} = nSO_{2_s} + nSO_{3_s} \quad (3.16)$$

CAPITULO III

Balance atómico al oxígeno

$$nO_e = nO_s \quad (3.17)$$

$$2 \bullet nSO_{2_e} + 2 \bullet nO_{2_e} = 2 \bullet nSO_{2_s} + 2 \bullet nO_{2_s} + 3 \bullet nSO_{3_s} \quad (3.18)$$

Balance atómico al nitrógeno

$$nN_e = nN_s \quad (3.19)$$

$$2 \bullet nN_{2_e} = 2 \bullet nN_{2_s} \quad (3.20)$$

Balance de energía:

Para el balance de energía se considerará como temperatura de entrada 388°C y como temperatura de salida 588°C

$$\begin{aligned} nSO_{2_e} \bullet H_{661(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{661(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{661(K)}^{N_2} \\ = \\ nSO_{2_s} \bullet H_{861(K)}^{SO_2} + nO_{2_s} \bullet H_{861(K)}^{O_2} + nN_{2_s} \bullet H_{861(K)}^{N_2} + nSO_{3_s} \bullet H_{861(K)}^{SO_3} \end{aligned} \quad (3.21)$$

De esta forma nos queda un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas que son los moles de oxígeno, anhídrido sulfuroso y anhídrido sulfúrico a la salida del primer lecho. Resolviendo el sistema obtenemos los siguientes resultados:

Flujo molar de salida:

Tabla 3.4: Datos de salida primer lecho

Salida		
Compuesto	%V	Kmol/h
SO ₃	7.17	516.46
SO ₂	4.95	356.93
O ₂	9.78	704.74
N ₂	78.10	5,628.50
TOTAL	100.00	7,206.62

CAPITULO III

Valores de energía obtenidos para la entrada y salida del primer lecho:

Tabla 3.5: Balance de energía para primer lecho.

Compuesto	H Entrada (MJ/h) (T=388°C)	H Salida (MJ/h) (T=588°C)
SO ₃	0.0	-185,449.3
SO ₂	-244,966.1	-96,319.8
O ₂	10,829.6	12,623.3
N ₂	60,589.5	95,598.7
TOTAL	-173,547.0	-173,547.0

Con estos resultados, tenemos un consumo de 516.46 (kmol/h) de anhídrido sulfuroso, 258.23 (kmol/h) de oxígeno y una producción de 516.46 (kmol/h) de anhídrido sulfúrico.

Finalmente la conversión de anhídrido sulfuroso en el primer paso es de un 59.13%.

3.3.1.2 Recta del heat up en conversión del primer lecho

La conversión que ocurre en el primer lecho del Convertidor catalítico aumenta en forma sostenida según lo hace la temperatura (lo que se debe a la liberación de energía por la oxidación del anhídrido sulfuroso y además a que el Convertidor catalítico se considera como adiabático), formando así una recta, donde el punto de partida de la recta está en base a la temperatura y el porcentaje de conversión acumulada de entrada al lecho, mientras que el punto final se encuentra en base a la temperatura y porcentaje de conversión acumulada a la salida del lecho. Teniendo en consideración esto, formamos la siguiente recta:

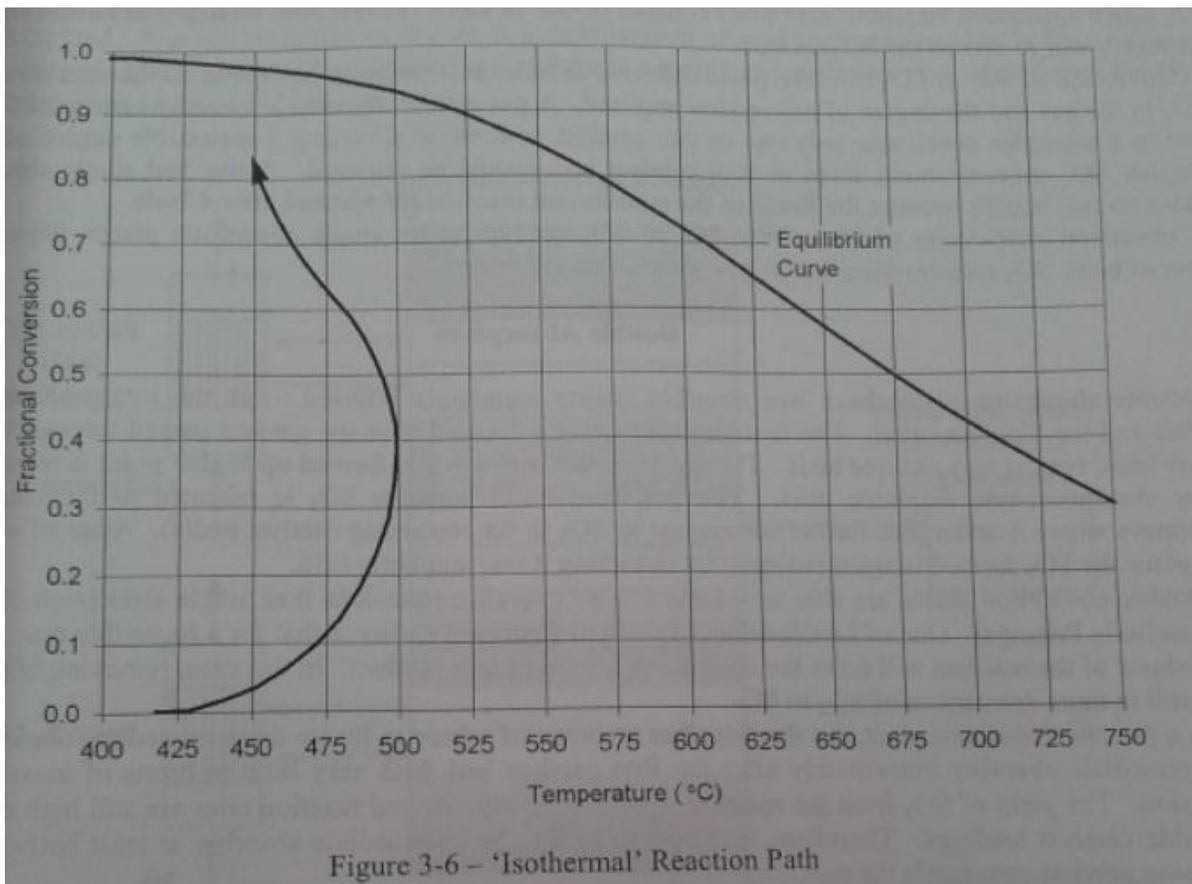
Tabla 3.6: Recta Heat Up para conversión en primer lecho.

Recta del heat up primer lecho $y=mx+b$	
m=	0.30
b=	-114.72

CAPITULO III

En donde x representa la temperatura e y representa la conversión al equilibrio, teniendo como punto de inicio de la recta en 388°C y 0% de conversión, mientras que el punto final se encuentra a 588°C y 59.13% de conversión.

Si la reacción de anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico fuese considerada como isoterma, entonces su gráfica de conversión sería similar a la siguiente figura³:



³Figura de conversión isotérmica de anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico obtenida de "HANDBOOK OF SULPHURIC ACID MANUFACTURING, By Douglas K. Louie, P. Eng."

CAPITULO III

3.3.1.3 Balance de masa y energía segundo lecho

Las corrientes asociadas al segundo lecho del Convertidor catalítico son las número cinco y seis, como se muestra en la siguiente figura:

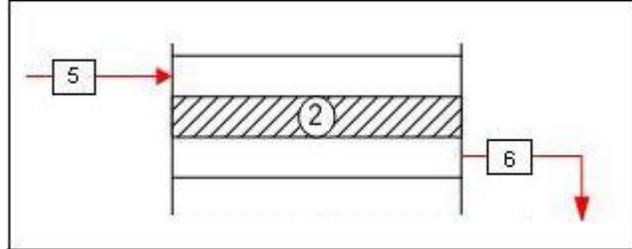


Figura 3.4: Segundo lecho Convertidor catalítico.

Dado que en el enfriamiento de los gases no ocurre reacción alguna, el flujo molar a la entrada del segundo lecho del Convertidor es el mismo que sale del primer lecho y son los siguientes valores que se utilizarán para realizar el balance de masa y energía al segundo lecho:

Tabla 3.7: Composición de entrada a segundo lecho.

Entrada		
Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	7.17	516.46
SO ₂	4.95	356.93
O ₂	9.78	704.74
N ₂	78.10	5,628.50
TOTAL	100.00	7,206.62

Balance atómico al azufre:

$$nS_e = nS_s \quad (3.22)$$

$$nSO_{2_e} + nSO_{3_e} = nSO_{2_s} + nSO_{3_s} \quad (3.23)$$

Balance atómico al oxígeno

$$nO_e = nO_s \quad (3.24)$$

$$2 \bullet nSO_{2_e} + 2 \bullet nO_{2_e} + 3 \bullet nSO_{3_e} = 2 \bullet nSO_{2_s} + 2 \bullet nO_{2_s} + 3 \bullet nSO_{3_s} \quad (3.25)$$

CAPITULO III

Balance atómico al nitrógeno

$$nN_e = nN_s \quad (3.26)$$

$$2 \bullet nN_{2_e} = 2 \bullet nN_{2_s} \quad (3.27)$$

Balance de energía:

Para el balance de energía en el segundo lecho, se considerará como temperatura de entrada 439°C y como temperatura de salida 522°C

$$nSO_{2_e} \bullet H_{712(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{712(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{712(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \bullet H_{712(K)}^{SO_3} = \quad (3.28)$$

$$nSO_{2_s} \bullet H_{795(K)}^{SO_2} + nO_{2_s} \bullet H_{795(K)}^{O_2} + nN_{2_s} \bullet H_{795(K)}^{N_2} + nSO_{3_s} \bullet H_{795(K)}^{SO_3}$$

Al igual que en el lecho anterior, se forma un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas que son el flujo molar de oxígeno, anhídrido sulfuroso y anhídrido sulfúrico a la salida del lecho. Resolviendo el respectivo sistema, obtenemos los siguientes resultados:

Flujo molar a la salida del segundo lecho:

Tabla 3.8: Composición de salida de segundo lecho.

Salida		
Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	10.31	731.69
SO ₂	2.00	141.69
O ₂	8.41	597.12
N ₂	79.29	5,628.50
TOTAL	100.00	7,099.01

CAPITULO III

Valores de energía obtenidos para la entrada y salida del segundo lecho:

Tabla 3.9: Balance de energía de segundo lecho.

Compuesto	H Entrada (MJ/h) (T=439°C)	H Salida (MJ/h) (T=522°C)
SO ₃	-190,946.7	-266,186.4
SO ₂	-99,171.6	-38,719.5
O ₂	9,123.5	9,382.1
N ₂	69,516.8	84,045.7
TOTAL	-211,478.0	-211,478.0

En base a estos resultados, tenemos un consumo de 215.24 (kmol/h) de anhídrido sulfuroso y 107.62 (kmol/h) de oxígeno, con una conversión acumulada de 83.78%.

3.3.1.4 Recta del heat up en conversión de segundo lecho

El cambio de la conversión de anhídrido sulfuroso según cambia la temperatura está dado por la siguiente recta:

Tabla 3.10: Recta Heat Up para conversión en segundo lecho.

Recta del heat up segundo lecho $y=mx+b$	
m=	0.30
b=	-71.21

En donde el punto inicial corresponde a 439°C y 59.13% de conversión, mientras que el punto final corresponde a 522°C y 83.78%.

3.3.1.5 Balance de masa y energía tercer lecho.

Las corrientes asociadas al tercer lecho del Convertidor catalítico son las número siete y ocho, como se muestra en la siguiente figura:

CAPITULO III

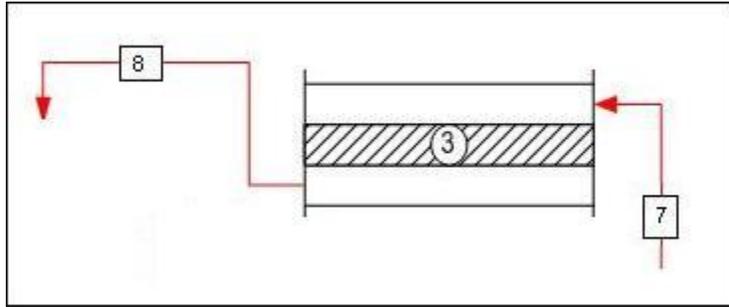


Figura 3.5: Tercer lecho Convertidor catalítico.

Emulando lo que ocurre en el segundo lecho, el flujo molar de entrada al tercer lecho corresponde al flujo molar de salida del segundo pero a una menor temperatura.

Dichos valores son los siguientes:

Tabla 3.11: Composición de entrada a tercer lecho.

Entrada		
Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	10.31	731.69
SO ₂	2.00	141.69
O ₂	8.41	597.12
N ₂	79.29	5,628.50
TOTAL	100.00	7,099.01

Balance atómico al azufre:

$$nS_e = nS_s \quad (3.29)$$

$$nSO_{2_e} + nSO_{3_e} = nSO_{2_s} + nSO_{3_s} \quad (3.30)$$

Balance atómico al oxígeno

$$nO_e = nO_s \quad (3.31)$$

$$2 \bullet nSO_{2_e} + 2 \bullet nO_{2_e} + 3 \bullet nSO_{3_e} = 2 \bullet nSO_{2_s} + 2 \bullet nO_{2_s} + 3 \bullet nSO_{3_s} \quad (3.32)$$

CAPITULO III

Balance atómico al nitrógeno

$$nN_e = nN_s \quad (3.33)$$

$$2 \bullet nN_{2_e} = 2 \bullet nN_{2_s} \quad (3.34)$$

Balance de energía:

Para el balance de energía en el segundo lecho, se considerará como temperatura de entrada 439°C y como temperatura de salida 522°C

$$nSO_{2_e} \bullet H_{714(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{714(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{714(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \bullet H_{714(K)}^{SO_3} = \quad (3.35)$$

$$nSO_{2_s} \bullet H_{744(K)}^{SO_2} + nO_{2_s} \bullet H_{744(K)}^{O_2} + nN_{2_s} \bullet H_{744(K)}^{N_2} + nSO_{3_s} \bullet H_{744(K)}^{SO_3}$$

Al igual que en los lechos anteriores, se debe resolver un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas que son el oxígeno, anhídrido sulfuroso y anhídrido sulfúrico existente a la salida del tercer lecho. Resolviendo el sistema obtenemos los siguientes resultados:

Flujo molar a la salida del lecho:

Tabla 3.12: Composición de salida de tercer lecho.

Salida		
Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	11.47	809.61
SO ₂	0.90	63.78
O ₂	7.91	558.16
N ₂	79.72	5,628.50
TOTAL	100.00	7,060.05

CAPITULO III

Valores de energía obtenidos para la entrada y salida del tercer:

Tabla 3.13: Balance de energía de tercer lecho.

Compuesto	H Entrada (MJ/h) (T=441°C)	H Salida (MJ/h) (T=471°C)
SO ₃	-270,420.4	-297,481.2
SO ₂	-39,354.3	-17,596.1
O ₂	7,770.1	7,821.2
N ₂	69,866.9	75,118.3
TOTAL	-232,137.7	-232,137.7

Para el tercer lecho tenemos un consumo de 77.92 (kmol/h) de anhídrido sulfuroso y 38.96 (kmol/h) de oxígeno, con una conversión acumulada de 92.7%.

3.3.1.6 Recta del heat up en conversión de tercer lecho

El cambio de la conversión de anhídrido sulfuroso según cambia la temperatura está dado por la siguiente recta:

Tabla 3.14: Recta Heat Up para conversión de tercer lecho.

Recta del heat up tercer lecho $y=mx+b$	
m=	0.30
b=	-47.36

En donde el punto inicial corresponde a 441°C y 83.78% de conversión, mientras que el punto final corresponde a 471°C y 92.7%.

3.3.1.7 Balance de masa y energía cuarto lecho.

Las corrientes asociadas al cuarto lecho del Convertidor catalítico son las número nueve y diez, como se muestra en la siguiente figura:

CAPITULO III

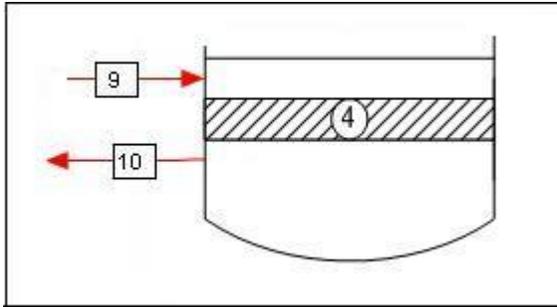


Figura 3.6: Cuarto lecho Convertidor catalítico.

Al igual que en los casos anteriores, el flujo molar que entra al último lecho del Convertidor catalítico es el mismo que sale del tercer lecho. Estos valores se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 3.15: Composición de entrada a cuarto lecho.

Entrada		
Compuesto	%V	kmol
SO ₃	11.47	809.61
SO ₂	0.90	63.78
O ₂	7.91	558.16
N ₂	79.72	5,628.50
TOTAL	100.00	7,060.05

Balance atómico al azufre:

$$nS_e = nS_s \quad (3.36)$$

$$nSO_{2_e} + nSO_{3_e} = nSO_{2_s} + nSO_{3_s} \quad (3.37)$$

Balance atómico al oxígeno

$$nO_e = nO_s \quad (3.38)$$

$$2 \bullet nSO_{2_e} + 2 \bullet nO_{2_e} + 3 \bullet nSO_{3_e} = 2 \bullet nSO_{2_s} + 2 \bullet nO_{2_s} + 3 \bullet nSO_{3_s} \quad (3.39)$$

Balance atómico al nitrógeno

$$nN_e = nN_s \quad (3.40)$$

$$2 \bullet nN_{2_e} = 2 \bullet nN_{2_s} \quad (3.41)$$

CAPITULO III

Balance de energía:

Para el balance de energía en el segundo lecho, se considerará como temperatura de entrada 415°C y como temperatura de salida 428°C

$$nSO_{2_e} \bullet H_{688(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{688(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{688(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \bullet H_{688(K)}^{SO_3} = \quad (3.42)$$

$$nSO_{2_s} \bullet H_{701(K)}^{SO_2} + nO_{2_s} \bullet H_{701(K)}^{O_2} + nN_{2_s} \bullet H_{701(K)}^{N_2} + nSO_{3_s} \bullet H_{701(K)}^{SO_3}$$

Con estos balances se genera un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas, siendo éstas el oxígeno, anhídrido sulfuroso y anhídrido sulfúrico a la salida del Convertidor.

El resultado de resolver el sistema es el siguiente:

Flujo molar a la salida del Convertidor:

Tabla 3.16: Composición de salida de cuarto lecho.

Salida		
Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	11.97	843.37
SO ₂	0.43	30.02
O ₂	7.69	541.28
N ₂	79.91	5,628.50
TOTAL	100.00	7,043.17

Valores de energía obtenidos para la entrada y salida del cuarto lecho:

Tabla 3.17: Balance de energía de cuarto lecho.

Compuesto	H Entrada (MJ/h)	H Salida (MJ/h)
SO ₃	-300,720.2	-312,475.3
SO ₂	-17,799.5	-8,349.5
O ₂	6,779.4	6,809.0
N ₂	65,315.7	67,591.3
TOTAL	-246,424.5	-246,424.5

CAPITULO III

Para el cuarto lecho tenemos un consumo de 33.76 (kmol/h) de anhídrido sulfuroso y 16.88 (kmol/h) de oxígeno, con una conversión acumulada de 96.56%.

3.3.1.8 Recta del heat up en conversión de cuarto lecho

El cambio de la conversión de anhídrido sulfuroso según cambia la temperatura está dado por la siguiente recta:

Tabla 3.18: Recta Heat Up para conversión de cuarto lecho.

Recta del heat up cuarto lecho $y=mx+b$	
m=	0.30
b=	-30.68

En donde el punto inicial corresponde a 415°C y 92.7% de conversión, mientras que el punto final corresponde a 428°C y 96.56%.

3.3.1.9 Enfriamiento de gases

Debido a la reacción exotérmica que ocurre en los lechos, los gases de salida de cada paso salen con una temperatura más elevada, teniendo estos que ser enfriados para la eficiencia del proceso.

- Salida del primer lecho: El primer enfriador de gases es de tipo gas/gas (E201), en donde el gas frío es el que se dispone a entrar al primer lecho del Convertidor, mientras que el gas caliente es el que sale del primer lecho del Convertidor. Éste es un intercambiador adiabático dado que las pérdidas de energía se consideran despreciables, es decir, toda la energía que el gas caliente entrega, es absorbida por el gas frío. La temperatura

CAPITULO III

de entrada y salida del gas caliente en el intercambiador son 588°C y 439°C respectivamente

- Salida de segundo lecho: El segundo intercambiador de calor es de tipo Gas/Aire (E202), en donde el gas frío es aire atmosférico, el que por diseño entra a unos 25°C, mientras que el gas caliente es el que sale del segundo lecho del Convertidor catalítico. Este gas es enfriado de 522°C a 441°C.
- Salida de tercer lecho: El tercer intercambiador de calor (E204), al igual que el anterior es de tipo Gas/Aire y también ocupa aire atmosférico a 25°C como gas frío, aunque este retira menos energía, dado que la carga térmica es menor que la carga que llevan los gases del segundo lecho. Este intercambiador enfría el gas caliente de 471°C a 415°C.
- Entrada a torre de absorción final: Los gases salientes del cuarto lecho del Convertidor deben ser enfriados para que exista una mayor absorción del anhídrido sulfúrico producido. Esto se realiza en un intercambiador de calor tipo Gas/Aire (E206), que enfría el gas con aire atmosférico a 25°C. El gas caliente se enfría de 350°C a 195°C.

CAPITULO III

3.3.2 Curva con conversión por paso

La curva generada a partir de los datos de conversión calculados se muestra en el siguiente gráfico:

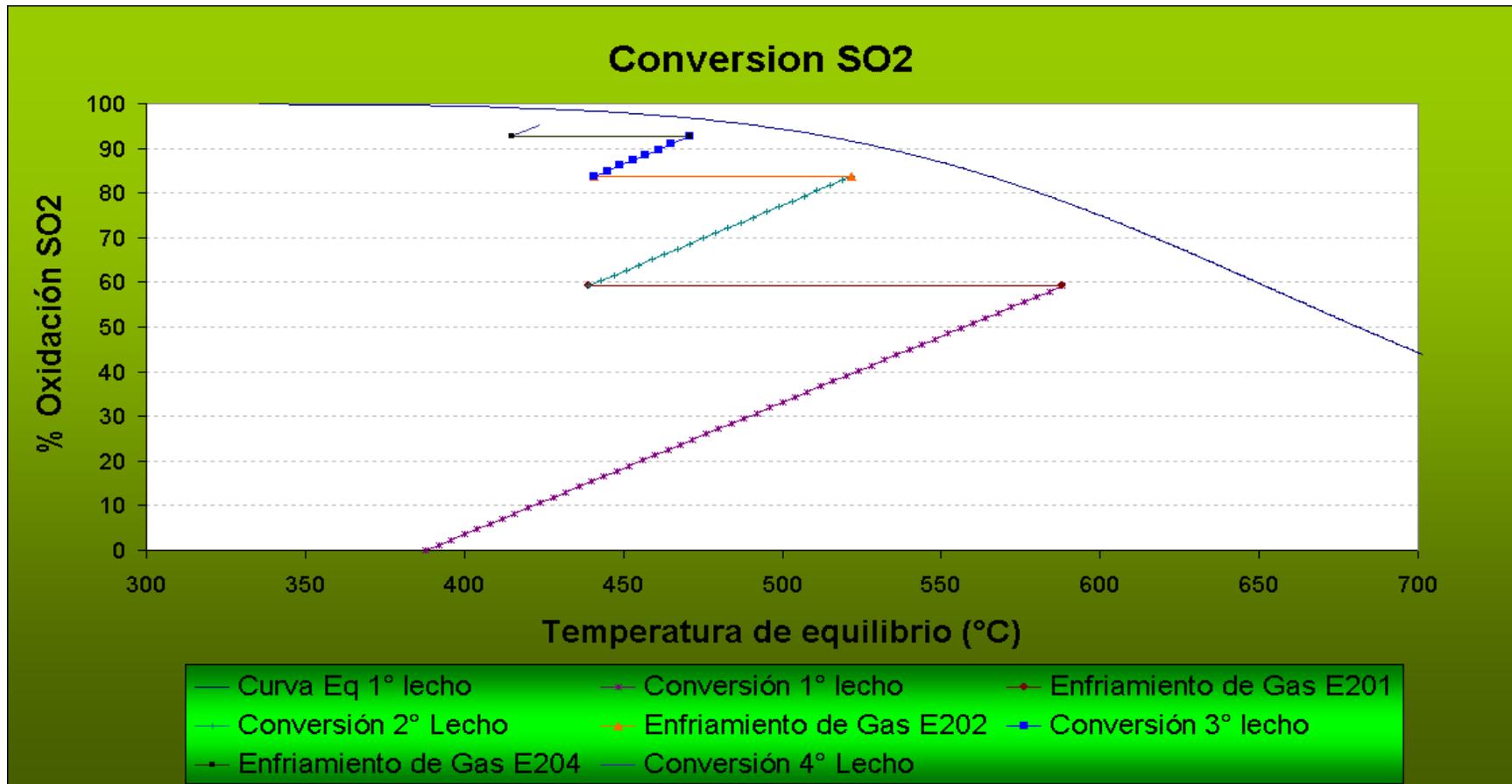


Figura 3.7: Gráfico de conversión de anhídrido sulfuroso con datos de diseño.

CAPITULO III

3.3.3 Validación de Modelo Termodinámico

Los datos obtenidos por el modelo realizado en el presente trabajo son comparados con los datos del diseño de las plantas de ácido con el fin de validar o rechazar dicho modelo.

Tabla 3.19: Comparación de datos obtenidos con modelo y datos de diseño.

Lechos	Conversiones	%
Lecho 1	Conversión modelo	59,1
	Conversión diseño	60,0
Lecho 2	Conversión modelo	83,8
	Conversión diseño	84,9
Lecho 3	Conversión modelo	92,7
	Conversión diseño	94,0
Lecho 4	Conversión modelo	96,6
	Conversión diseño	98,6

3.4 Energía disipada

Como se mencionó en el balance de masa y energía del Convertidor catalítico, y según la disposición de las plantas de ácido de Codelco División Chuquicamata, en la salida del segundo y tercer lecho del Convertidor hay intercambiadores de calor del tipo gas aire, disipando a la atmósfera gran cantidad de energía. Lo mismo ocurre con el intercambiador de calor E206 que enfría los gases antes de que estos entren a la torre de absorción final.

A continuación se realizarán los balances de energía a dichos intercambiadores para determinar cuanta es la energía posible de recuperar en el área de conversión de las plantas de ácido.

CAPITULO III

3.4.1 Intercambiador de calor E202

Para determinar la energía que se disipa a la atmósfera es necesario realizar en balance de masa en el intercambiador.

En este equipo no ocurre reacción del anhídrido sulfuroso con oxígeno, por lo que no existe una acumulación de masa.

$$\frac{dm}{dt} = 0 \quad (3.43)$$

De esta forma tenemos que:

$$\dot{m}_e = \dot{m}_s \quad (3.44)$$

Tabla 3.20: Flujo molar de entrada y salida de Intercambiador E202.

Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	10.31	731.69
SO ₂	2.00	141.69
O ₂	8.41	597.12
N ₂	79.29	5,628.50
TOTAL	100.00	7,099.01

Para el balance de energía tenemos que:

$$\Delta H = \sum (H_i^{Ts} \cdot m_{is}) - \sum (H_i^{Te} \cdot m_{ie}) \quad (3.45)$$

En donde:

- m_{ie}, m_{is} : Flujo molar de entrada y salida del compuesto "i"
- H_i^{Te} : Entalpía de entrada compuesto "i" a temperatura de entrada.
- H_i^{Ts} : Entalpía de salida compuesto "i" a temperatura de salida Ts

CAPITULO III

La temperatura de entrada y de salida de los gases al intercambiador son 522°C y 441°C respectivamente. Estas temperaturas son necesarias para determinar las entalpías de los compuestos del gas.

El balance de energía al intercambiador de calor gas/aire E202 queda de la siguiente forma:

$$\Delta H = nSO_{2_e} \cdot H_{714(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{714(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{714(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{714(K)}^{SO_3} - \left(nSO_{2_e} \cdot H_{795(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{795(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{795(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{795(K)}^{SO_3} \right) \quad (3.46)$$

Reemplazando los valores formamos la siguiente tabla:

Tabla 3.21: Balance de energía intercambiador de calor E202.

Compuesto	H entrada (MJ/h) (T=522°C)	H salida (MJ/h) (T=441°C)
SO ₃	-266,186.4	-270,420.4
SO ₂	-38,762.0	-39,354.3
O ₂	9,382.1	7,770.1
N ₂	84,045.7	69,866.9
TOTAL	-211,520.5	-232,137.7

Finalmente para el intercambiador E202 tenemos que:

$$\Delta H \cong -20600 \left(\frac{MJ}{h} \right)$$

Valor que corresponde a 5.73 (MW) disipados a la atmósfera.

3.4.2 Intercambiador de calor E204

Al igual que en el caso del intercambiador de calor E202, no existe acumulación de materia, por lo que el flujo molar que sale de éste equipo es igual al que entra. Estos datos fueron determinados en el balance de masa y energía al tercer lecho del Convertidor catalítico y son los siguientes:

CAPITULO III

Tabla 3.22: Flujo molar de entrada y salida de Intercambiador E204.

Compuesto	% V	kmol/h
SO ₃	11.47	809.61
SO ₂	0.90	63.78
O ₂	7.91	558.16
N ₂	79.72	5,628.50
Total	100.00	7,060.05

Para el intercambiador E204, las temperaturas de entrada y salida del gas son 471°C y 415°C respectivamente.

El balance de energía al intercambiador de calor E204 está dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta H = nSO_{2_e} \cdot H_{688(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{688(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{688(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{688(K)}^{SO_3} - \left(nSO_{2_e} \cdot H_{744(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{744(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{744(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{744(K)}^{SO_3} \right) \quad (3.47)$$

A partir de los valores de flujo molar y de entalpía obtenidos a través del modelo de *NIST-JANAF*, formamos la siguiente tabla:

Tabla 3.23: Balance de energía intercambiador de calor E204.

Compuesto	H entrada (MJ/h) (T=471°C)	H salida (MJ/h) (T=415°C)
SO ₃	-297,481.2	-300,720.2
SO ₂	-17,615.2	-17,799.5
O ₂	7,821.2	6,779.4
N ₂	75,118.3	65,315.7
TOTAL	-232,156.9	-246,424.5

El resultado del balance de energía arroja que la energía disipada al ambiente por diseño corresponde a:

$$\Delta H \cong -14300 \left(\frac{MJ}{h} \right)$$

Siendo esto alrededor de 3.97 (MW).

CAPITULO III

3.4.3 Intercambiador de calor E206.

El intercambiador de calor tipo gas/aire E206, es el enfriador final de los gases de salida del Convertidor catalítico. Su función es disminuir la temperatura de los gases para una óptima operación de la torre de absorción final (T203) donde es consumido el anhídrido sulfúrico para la formación de ácido sulfúrico al 98.5%.

En este enfriador es donde más se pierde energía de los gases como se mostrará en los balances que se realizarán a continuación.

Al igual que en los dos intercambiadores mostrados anteriormente, no existe reacción dentro de éste equipo, por lo que la materia que entra es igual a la que sale.

Tabla 3.24: Flujo molar de entrada y salida de Intercambiador E206.

Compuesto	%V	kmol/h
SO ₃	12.0	843.4
SO ₂	0.4	30.0
O ₂	7.7	541.3
N ₂	79.9	5,628.5
TOTAL	100.0	7,043.2

Las temperaturas para determinar las entalpías de entrada y salida del gas en el intercambiador corresponden a 350°C y 195°C respectivamente. En base a estos datos, obtenemos los siguientes valores de energía para el intercambiador:

El balance de energía al intercambiador de calor E206 está dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta H = nSO_{2_e} \cdot H_{468(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{468(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{468(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{468(K)}^{SO_3} - \left(nSO_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{623(K)}^{SO_3} \right) \quad (3.48)$$

CAPITULO III

De ésta manera formamos la siguiente tabla con los valores de energía para el intercambiador E206:

Tabla 3.25: Balance de energía intercambiador de calor E206.

Compuesto	H entrada (MJ/h) (T=350°C)	H salida (MJ/h) (T=195°C)
SO ₃	-317,174.8	-326,513.6
SO ₂	-8,479.4	-8,719.6
O ₂	5,401.8	2,605.4
N ₂	53,937.7	26,805.5
TOTAL	-266,314.7	-305,822.2

Como resultados final para éste equipo tenemos que la energía disipada al ambiente es de:

$$\Delta H \cong -39500 \left(\frac{MW}{h} \right)$$

Valor que corresponde a 10.98 (MW).

Finalmente, dado que las tres plantas de contacto tienen el mismo diseño para producir 2050 toneladas de ácido sulfúrico al día y además operan en las mismas condiciones de presión, temperatura, flujos y composiciones, la energía total a recuperar es de 62.02 (MW).

CAPITULO III

3.5 Discusiones

- Los modelos de entalpía y energía libre de gibbs para la oxidación de anhídrido sulfuroso obtenido de *NIST-JANAF*, *Thermochemical Tables* y que fueron presentados en éste capítulo, son validos para la operación de producción de ácido sulfúrico, dado que el error que existe, entre los datos entregados por el modelo y los datos de diseño de la planta es cercano a 2% para la conversión final de anhídrido sulfuroso.
- La energía disipada al ambiente se considera como posible negocio para División Chuquicamata de Codelco, dado que es una cantidad elevada y sus usos pueden ser variados dentro de la gerencia o división.
- Con el desarrollo de los balances de masa y energía se identificaron las variables críticas del proceso que son:
 - Temperatura de entrada por lecho
 - Presión de trabajo
 - Composición del gas
- Otras variables a considerar dentro del proceso es la mantención de las plantas de ácido, como el harneo del catalizador debido a la eficiencia del vanadio dentro de cada lecho, y los tiempos de salida de equipos de fusión y conversión (Convertidor Teniente N°2 y Convertidores Peirce Smith) dado que con esto varía de forma considerable los flujos de gases y concentración de anhídrido sulfuroso en estos.
- Si se considerara una temperatura de equilibrio mayor en el primer lecho del Convertidor catalítico, se tendría una conversión final mayor. Considerando que el catalizador resiste una temperatura máxima de 615°C para su degradación. Especificación entregada por fabricante.

CAPITULO III

- Con temperatura de equilibrio de 609°C se alcanzaría una conversión de anhídrido sulfuroso final de 98.76% según el modelo realizado.

Capítulo IV

Propuesta de eficiencia energética

4.1 Propuestas para Eficiencia Energética para plantas de ácido, Codelco Chuquicamata.

Para las propuestas a realizar se tendrá en consideración 3 casos posibles:

- Caso 1: Sin intervención de los equipos actuales en las plantas de ácido.
- Caso 2: Intervención media a focos de pérdida de energía en las plantas de ácido. Considerando el foco a intervenir en donde más energía se disipa al ambiente.
- Caso 3: Intervención completa de los equipos que disipan energía al ambiente.

Para el caso 1, se considerarán los datos de diseño (flujos y temperaturas) dado que no existe base de datos en PI System de flujo de aire en intercambiadores de calor de Intercambiadores E202, E204 y E206. Mientras que para los casos 2 y 3 se realizarán los balances de energía con datos de diseño y datos de operación real obtenidos de PI System, considerando una base de datos del día 1 de Enero del 2010 al 1 de Noviembre del 2011. Además se considerará como condiciones mínimas de operación normal un flujo de $120000 \left(\frac{Nm^3}{h} \right)$ y una concentración volumétrica de 7.5% para el anhídrido sulfuroso en el gas.

El desarrollo de los balances para cada una de las propuestas se encuentra en el anexo D.

CAPITULO IV

Datos de diseño para propuesta número 1:

Tabla 4.1: Datos de diseño para intercambiadores de calor E202, E204 y E206.

Equipo	Flujo Aire (Nm ³ /h)	T Entrada	T Salida
E202	64000	25	283
E204	51540	25	246
E206	167570	25	208

Datos de diseño y operación para propuesta número 2 y 3:

Tabla 4.2: Datos de diseño y de operación para propuestas número 2 y 3.

Variable	Equipo Asociado	Unidad	Diseño	Operación	Desviación Estándar
Flujo de gas		Nm ³ /h	167200	154100	17,4
Composición SO ₂		%	11,7	9,4	1,2
Temp. Entrada Masa 1		°C	388	413,7	3,8
Temp. Salida Masa 1		°C	588	545,2	15,4
Temp. Entrada Masa 2		°C	439	442,4	4,2
Temp. Salida Masa 2	E202	°C	522	519,2	17,9
Temp. Entrada Masa 3		°C	441	443,4	3,7
Temp. Salida Masa 3	E204	°C	471	453,5	6,7
Temp. Entrada Masa 4		°C	415	413,9	4,3
Temp. Salida Masa 4		°C	428	424,4	6,8
Temp. Entrada E206	E206	°C	350	243,8	15,7
Temp. Salida E206		°C	195	189	5,9

CAPITULO IV

Conversión de anhídrido sulfuroso al equilibrio con datos de operación:

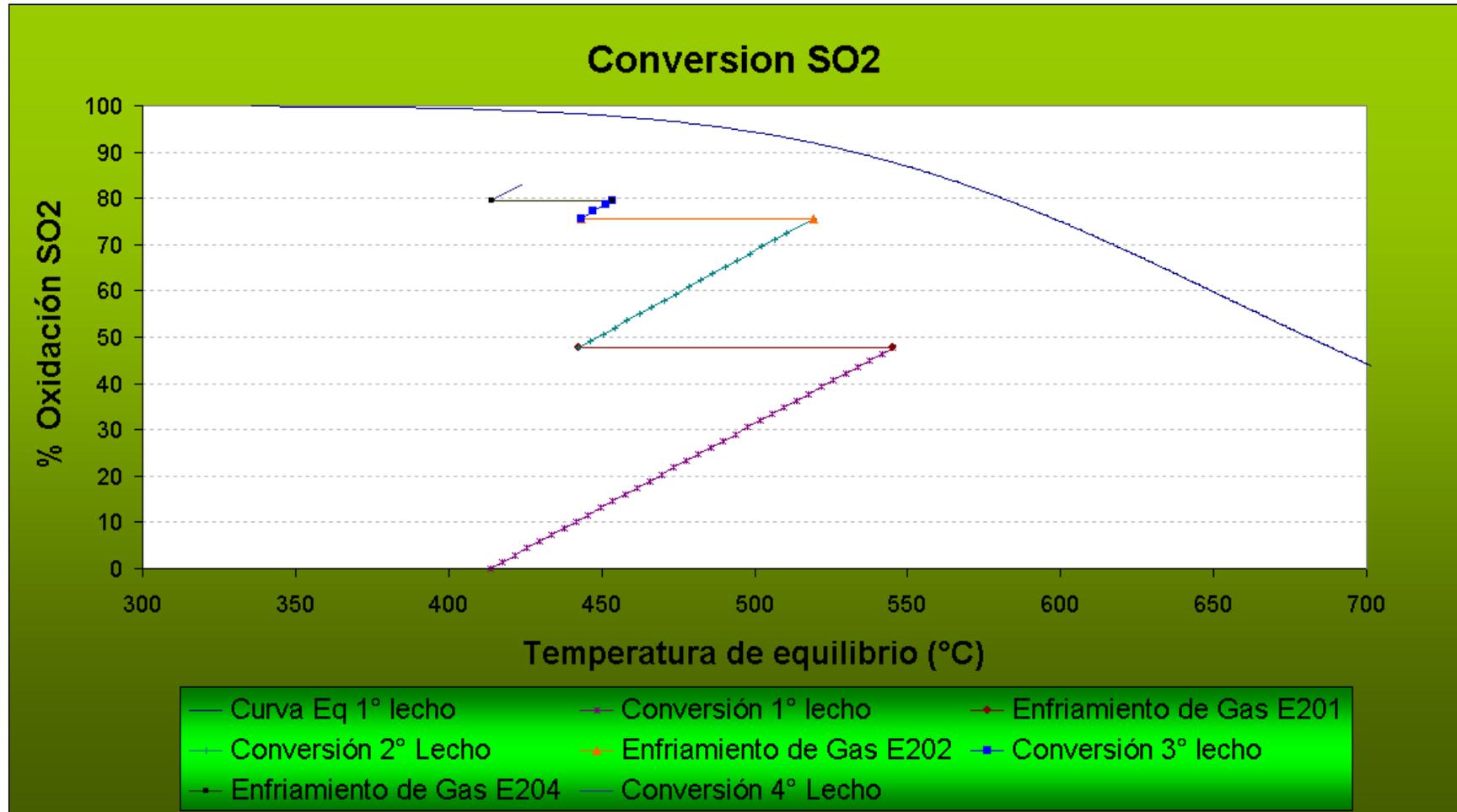


Figura 4.1: Gráfico de conversión de anhídrido sulfuroso con datos promedios de operación.

CAPITULO IV

4.1.1 Propuesta Caso 1

La propuesta presentada en el caso 1 se basa en la nula intervención de los equipos de operación del área de conversión catalítica. Acá se propone la implementación de dos equipos adicionales a cada planta de contacto. Estos equipos son:

- Cámara de mezcla de aire caliente proveniente de los intercambiadores de calor tipo gas/aire E202, E204 y E206.
- Caldera recuperadora de calor.

Con ésta propuesta se pretende producir vapor saturado a 700 psig a partir del aire caliente que sale de los intercambiadores de calor gas/aire. El vapor saturado sería enviado a la planta termo-eléctrica de Codelco división Chuquicamata.

El flowsheet de la propuesta se muestra en la figura 4.10.

CAPITULO IV

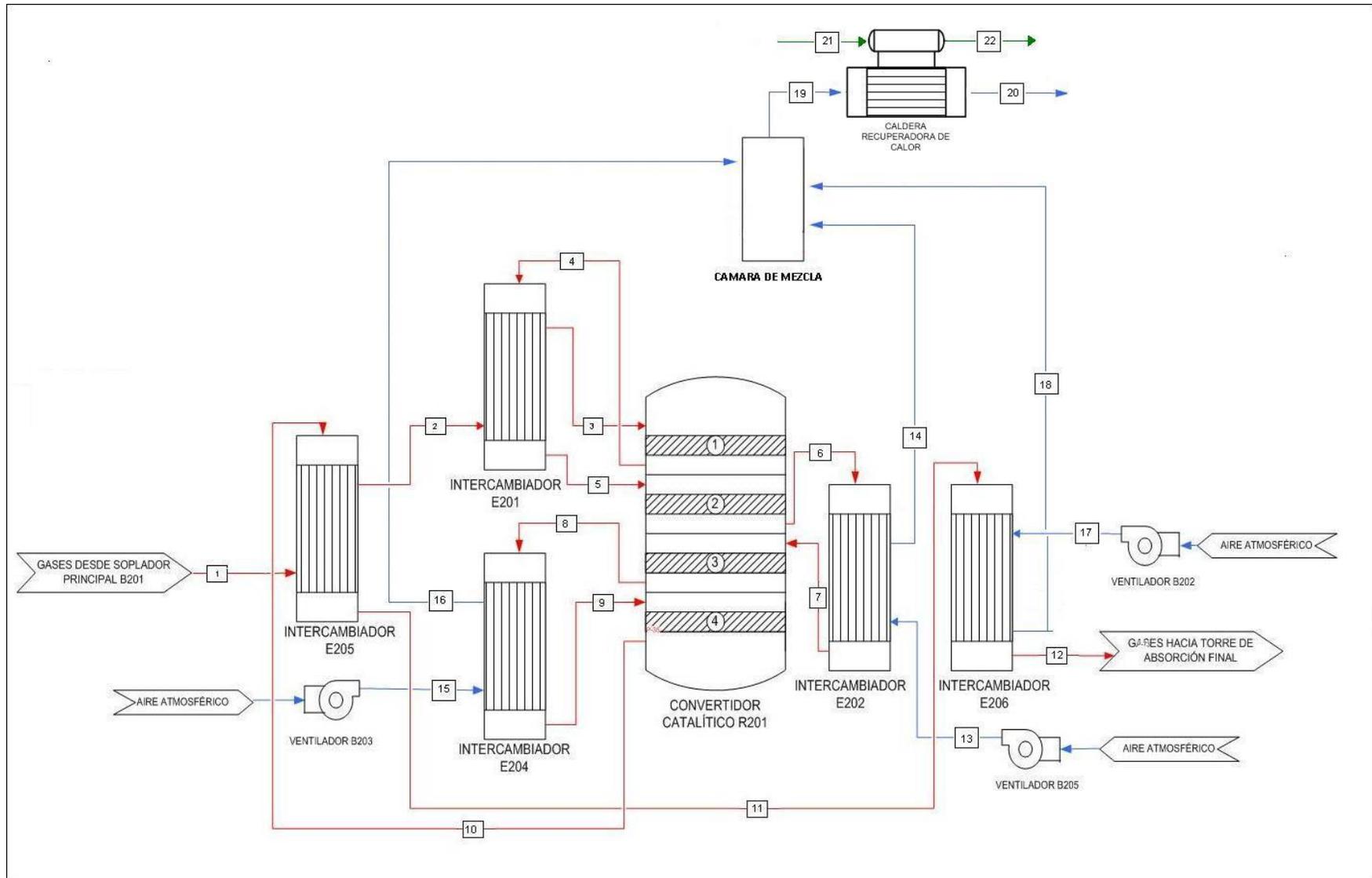


Figura 4.2: Configuración propuesta número uno.

CAPITULO IV

En la presente propuesta, se plantea colocar una cámara de mezcla para homogenizar las temperaturas de los aires calientes de cada intercambiador de calor gas/aire y una caldera recuperadora de calor.

Para realizar el balance de energía y obtener la temperatura del aire caliente homogenizado, se considerará que la cámara de mezcla es un equipo adiabático.

El balance de energía queda de la siguiente forma:

$$0 = m_{E202}^{aire} * \int_{T_{14}}^{T_{CM}} Cp_{aire} dT + m_{E204}^{aire} * \int_{T_{16}}^{T_{CM}} Cp_{aire} dT + m_{E206}^{aire} * \int_{T_{16}}^{T_{CM}} Cp_{aire} dT$$

Despejando la temperatura de cámara de mezcla, obtenemos un valor de 231.8°C, muy por debajo de los 262°C del vapor saturado a producir.

Es por éste motivo que la propuesta número uno se descarta.

4.1.2 Propuesta Caso 2

La propuesta presentada en el caso 2 corresponde al cambio de los equipos donde más energía se disipa al ambiente, intercambiador de calor E206. Esta propuesta se basa al igual que en la anterior, en generar vapor saturado a 700 psig a partir de los gases provenientes del intercambiador de calor E205 que irán a la torre de absorción final.

En esta propuesta se desea cambiar el intercambiador de calor E206 de todas las plantas de ácido por una caldera recuperadora de calor y un economizador, equipos que irían en serie como se muestra en la figura 4.11.

CAPITULO IV

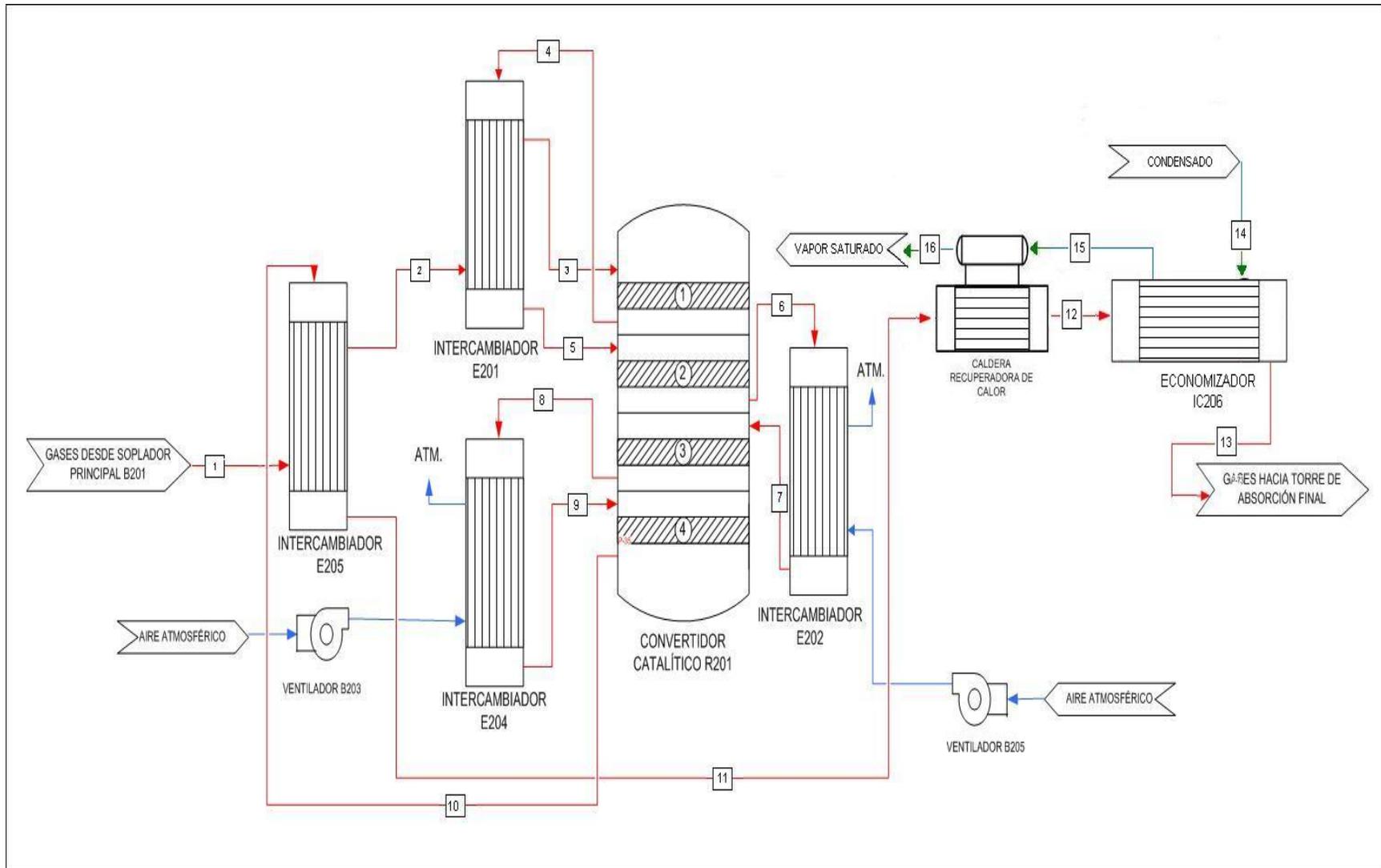


Figura 4.3: Configuración para propuesta número dos.

CAPITULO IV

4.1.2.1 Datos de diseño para Propuesta Caso 2

Los datos de diseño para esta propuesta son los siguientes:

Gas por caldera recuperadora de calor:

- Se considera que no existe reacción dentro de caldera, por lo que el flujo molar de entrada es igual al flujo molar de salida.
- La temperatura de ingreso del gas a caldera es de 350°C, mientras que la salida es de 270°C.

El flujo molar del gas por la caldera es el siguiente:

Tabla 4.3: Datos de diseño para flujo molar de gas en caldera, propuesta dos.

Compuesto	% V	Kmol/h
SO ₃	11,97	843,37
SO ₂	0,43	30,02
O ₂	7,69	541,28
N ₂	79,91	5628,50
Total	100,00	7043,17

Balance de energía para determinar cuanto calor cede el gas en caldera:

$$\Delta H = nSO_{2_e} \cdot H_{543(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{543(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{543(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{543(K)}^{SO_3} \\ - \left(nSO_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \cdot H_{623(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \cdot H_{623(K)}^{SO_3} \right)$$

CAPITULO IV

Con el modelo de entalpía para los compuestos del gas extraído de *NIST-JANAF Thermichemical Tables* obtenemos los siguientes datos:

Tabla 4.4: Datos de diseño para salida lado gas, propuesta número 2.

Compuesto	He (MJ/h)	Hs (MJ/h)
SO ₃	-317175	-321995
SO ₂	-8479	-8603
O ₂	5402	3959
N ₂	53938	39934
Total	-266315	-286706

De ésta forma, la diferencia de entalpía en la caldera es la siguiente:

$$\Delta H \cong -20390 \left(\frac{MJ}{h} \right)$$

Energía que es cedida al agua que entra al domo de la caldera como líquido comprimido.

Gas por economizador:

- No existe reacción dentro del economizador, por lo que el flujo molar de entrada es igual al de salida.
- La temperatura de ingreso del gas a economizador es de 270°C, mientras que la salida es de 195°C.

El flujo molar que ingresa al economizador se muestra en la tabla 4.3.

El balance de energía para determinar el calor que el gas cede al líquido esta dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta H = nSO_{2_e} \bullet H_{468(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{468(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{468(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \bullet H_{468(K)}^{SO_3} - \left(nSO_{2_e} \bullet H_{543(K)}^{SO_2} + nO_{2_e} \bullet H_{543(K)}^{O_2} + nN_{2_e} \bullet H_{543(K)}^{N_2} + nSO_{3_e} \bullet H_{543(K)}^{SO_3} \right)$$

CAPITULO IV

Al igual que en el caso del gas que circula por la caldera recuperadora de calor, mediante el modelo mencionado obtenemos los siguientes valores de energía para el gas dentro del economizador:

Tabla 4.5: Datos de energía para Economizador

Compuesto	He (MJ/h)	Hs (MJ/h)
SO ₃	-321995	-326514
SO ₂	-8603	-8720
O ₂	3959	2605
N ₂	39934	26806
Total	-286706	-305822

De esta forma, la variación de energía del gas dentro el economizador es de:

$$\Delta H \cong 19117 \left(\frac{MJ}{h} \right)$$

Ésta energía es cedida al condensado proveniente de la planta termo-eléctrica en forma de líquido comprimido a 140°C y 40 Bar.

Agua por intercambiador de calor

El agua que hace ingreso al economizador es proporcionada por la planta termo-eléctrica. Es agua desmineralizada para no dañar los equipos de procesos con incrustaciones y viene a 140°C y 40 Bar de presión. El agua a la salida a la salida del economizador se sigue considerando líquido comprimido a condiciones de 220°C y 37 Bar.

Considerando el calor que cede el gas en el economizador se realiza nuevamente el balance de energía, pero ésta vez al agua para determinar el flujo de líquido comprimido que se necesita para retirar dicho calor.

El intercambiador de calor es de flujo en contra corriente y tiene una eficiencia de 95%.

CAPITULO IV

El balance de energía está dado por la siguiente ecuación:

$$Q = (H_{agua}(220^{\circ}C, 37Bar) - H_{agua}(140^{\circ}C, 40Bar)) * m_{agua}$$

Reemplazando los valores necesarios, tenemos que el agua posible a calentar a 220°C y 37 Bar son:

$$m_{agua} = 51500 \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

Análisis de temperaturas en intercambiador de calor:

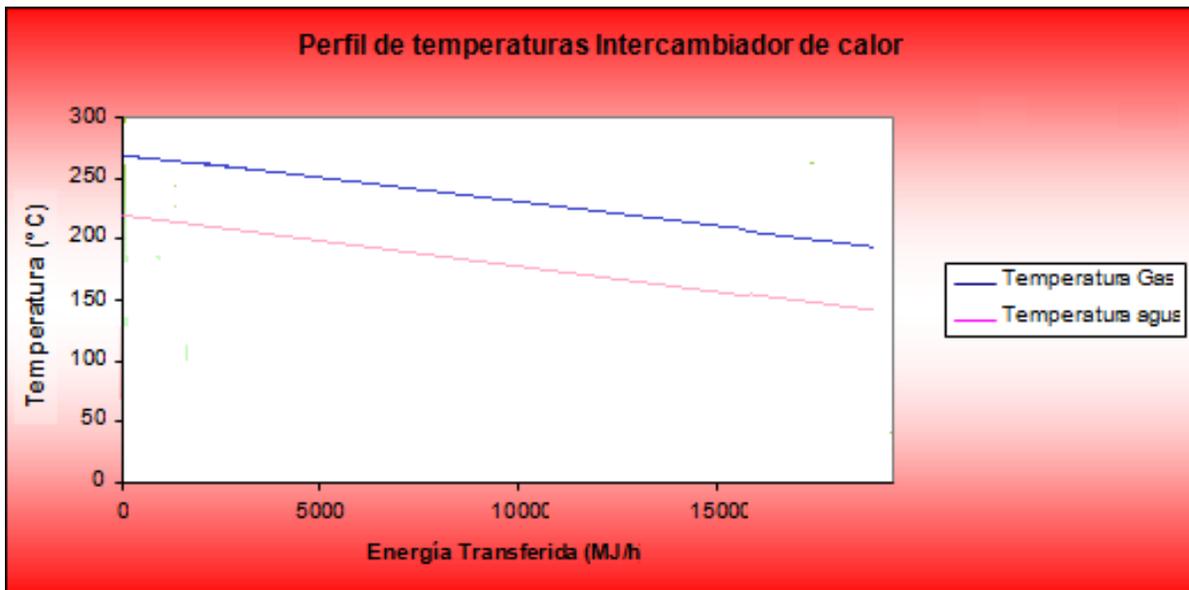


Figura 4.4: Análisis de temperaturas para intercambiador de calor en propuesta número 2.

Como se logra ver en la figura 4.12, la temperatura del gas en ningún momento se cruza con la de líquido, por lo que es factible la operación.

CAPITULO IV

Agua por Caldera recuperadora de calor

El agua que ingresa a la caldera es previamente calentada en el intercambiador de calor y lo hace como líquido comprimido a 220°C y 37 Bar. Se considera una caldera pirotubular de domo superior a donde es suministrada el agua. Además, se considera que el agua pasa a vapor saturado a los 222°C y que la caldera tiene un 95% de eficiencia.

La condición de salida del agua es a 262°C como vapor saturado (700 psig).

El balance de energía esta dado por la siguiente ecuación:

$$Q = (H_{L,S}(222^{\circ}C) - H_a(220^{\circ}C, 37\text{Bar}) + \Delta H_v(222^{\circ}C) + H_{v,S}(222^{\circ}C) - H_{v,S}(261.69^{\circ}C)) \bullet m_{agua}$$

De esta forma la masa de vapor a producir en la caldera es de:

$$m_{agua} = 10455 \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

Mientras que el resto de agua precalentada en el intercambiador de calor (41061 (kg/h)) sería enviada al domo de la caldera que posee el horno flash.

El análisis de las temperaturas para la operación en la caldera recuperadora de calor indica que si es posible éste proceso, dado que al igual que en el caso anterior, en ningún momento éstas se cruzan.

CAPITULO IV

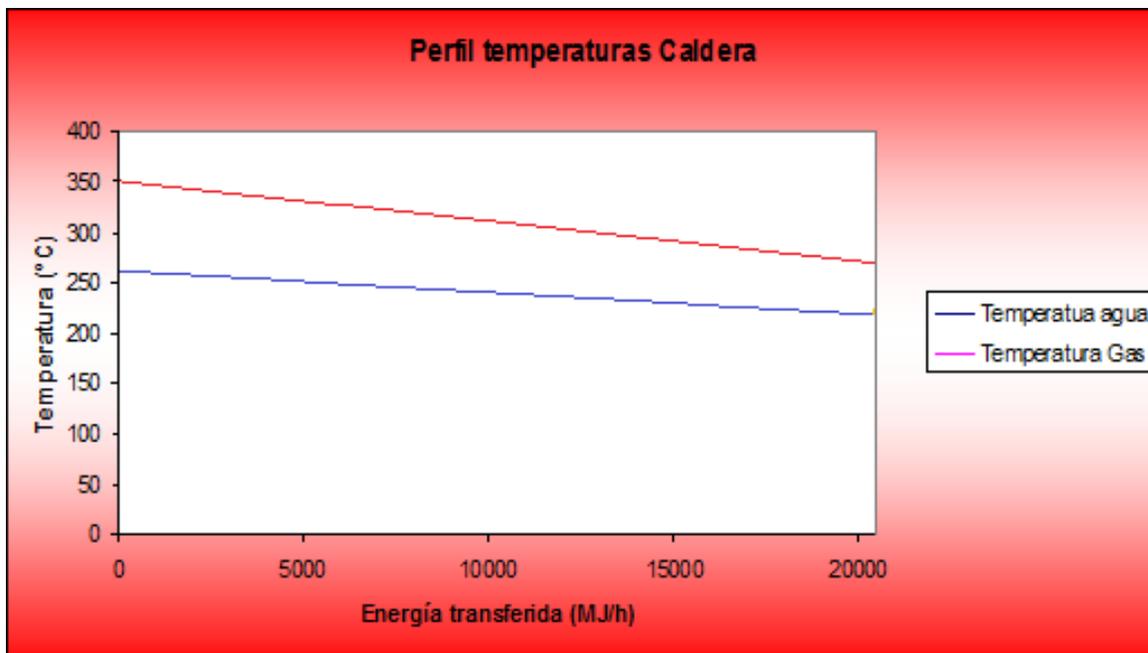


Figura 4.5: Análisis de temperatura para caldera recuperadora de calor.

4.1.2.2 Datos de operación para propuesta 2.

En base a los datos de la tabla 4.2 para la operación de las plantas de ácido, aplicados al modelo termodinámico alcanzamos una conversión acumulada al cuarto paso en el modelo termodinámico realizado de 83.18%.

Así, la composición en los gases de salida del cuarto paso es la siguiente:

Tabla 4.6: Datos de operación para propuesta número 2.

Compuesto	%V Salida	Kmol/h
SO ₃	8,14	537,96
SO ₂	1,65	108,76
O ₂	9,67	639,18
N ₂	80,55	5325,11
TOTAL	100,00	6611,00

Dado que el producto requerido por la Planta Termo-Eléctrica es un vapor saturado a 261.69°C, se desprende de los datos de PI System que no es posible

CAPITULO IV

generarlo, ya que la temperatura promedio del gas a la entrada del intercambiador de gas/aire E206 es de 243.8°C.

4.1.3 Propuesta Caso 3.

La propuesta presentada para el caso 3 corresponde al cambio total de los equipos disipadores de energía en plantas de ácido, y serían cambiados por los siguientes equipos:

Planta de Contacto Ácido N°2:

- Intercambiador de Calor Gas/Aire E202 por Caldera C202 II
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E204 por Caldera C204 II
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E206 por Caldera C206 II

Planta de Contacto Ácido N°3

- Intercambiador de Calor Gas/Aire E202 por Caldera C202 III
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E204 por Caldera C204 III
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E206 por Caldera C206 III

Planta de Contacto Ácido N°4

- Intercambiador de Calor Gas/Aire E202 por Economizador IC202 IV
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E204 por Economizador IC204 IV
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E206 por Caldera C206 IV

Con estos equipos nuevos, al igual que en los casos anteriores se pretende generar un vapor saturado de 700 psig. En este caso cada planta de contacto perdería su autonomía de operación dado que las plantas estarían conectadas a través del traspaso del líquido comprimido del economizador a calderas como se muestra en el flowsheet.

CAPITULO IV

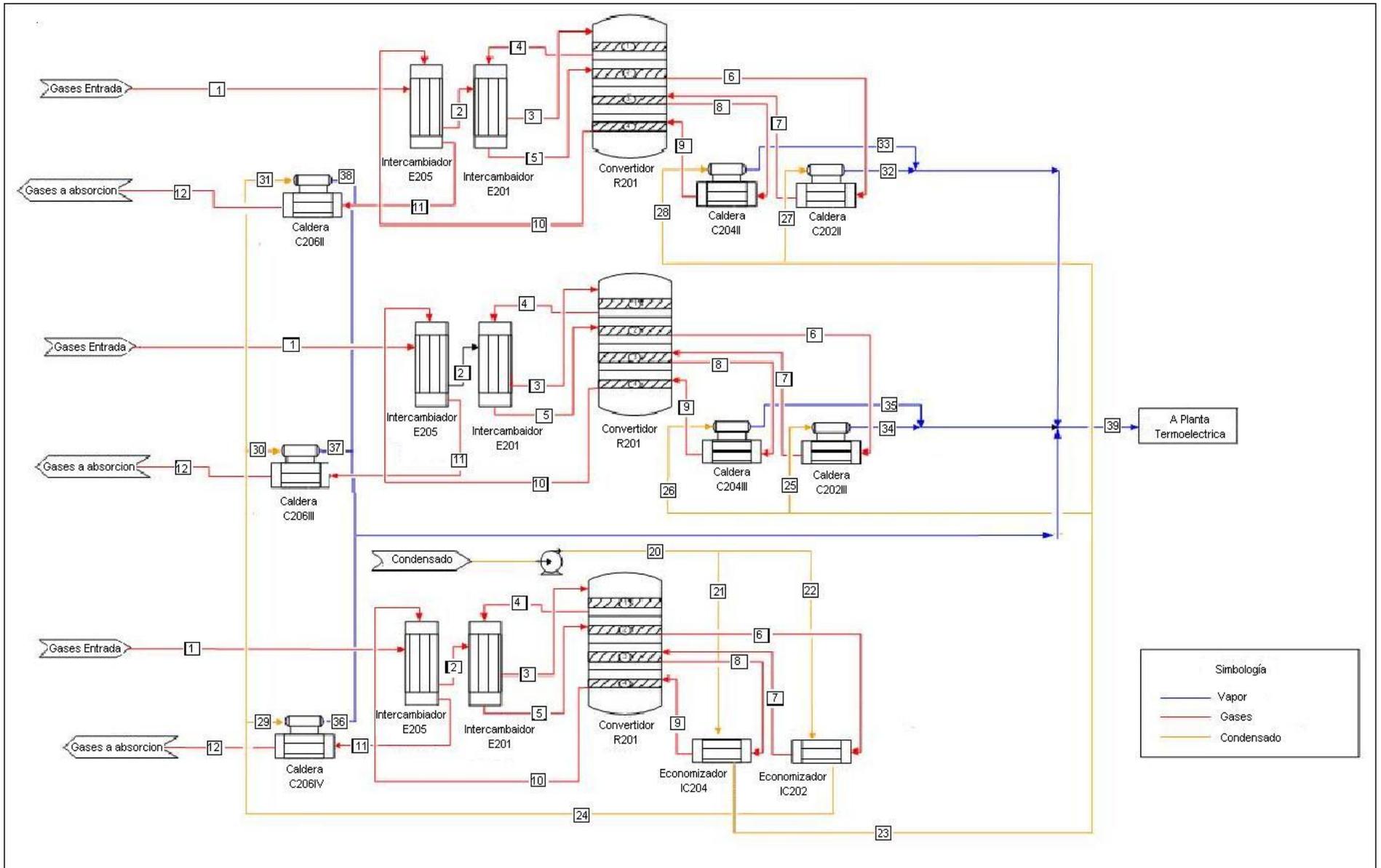


Figura 4.6: Configuración propuesta número tres.

CAPITULO IV

4.1.3.1 Datos de diseño para propuesta 3

En base a los datos de diseño aplicados al modelo termodinámico realizado en el capítulo tres, tenemos que la energía recuperable total es de 62 MW.

La energía recuperable por cada equipo según los datos de diseño es:

Equipo	Flujo de energía (KJ/h)
E202	20.616.540
E204	14.267.221
E206	39.506.193

Tabla 4.7: Energía recuperable por equipo, datos de diseño

Balance de energía a equipo Economizador IC202:

En este equipo se pretende precalentar agua de 140°C a 238°C a partir de la energía que se libera en el equipo E202. Ésta agua posterior al precalentamiento será enviada a las calderas recuperadoras de calor C206 II, III y IV según lo muestra el flowsheet de la propuesta.

La temperatura del gas en éste equipo va de 522°C a 441°C y se considera una eficiencia de transferencia de calor de 95%. Además el valor de la capacidad calorífica del agua líquida se considera como media, siendo ésta de $4.184 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$.

$$Q_{E202} = m_{agua,IC202} \cdot \int_{T_E}^{T_S} C_{p_{agua}} \cdot dT$$

Despejando la incógnita que en este caso es la masa de agua a precalentar por el economizador, determinamos que dicho valor es de $49.5 \left(\frac{Ton}{h} \right)$.

CAPITULO IV

Balance de energía a Caldera Recuperadora de Calor C206.

Para éste equipo se considerará que el agua ingresa como líquido comprimido, la vaporización ocurre a los 240°C y que su eficiencia es de 90%. El calor a retirar en éste caso es el que proporciona el equipo intercambiador de calor E206. La capacidad calorífica para el agua en forma de líquido es de $4.184 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$, mientras que para el agua en forma de vapor es de $1.865 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$.

De esta forma, el balance de energía en la caldera para determinar el vapor a producir se expresa bajo la siguiente ecuación:

$$Q_{E206} = m_{agua,C206} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{agua,l}} \cdot dT + \Delta H_V + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{agua,v}} \cdot dT \right)$$

El valor de delta entalpía de vaporización a 240°C fue obtenido de “*Tablas y gráficos termodinámicos. MMT*” y es de $2094 \left(\frac{kJ}{kg} \right)$.

Reemplazando los valores en el balance de energía, obtenemos la masa de vapor a producir por cada una de las calderas recuperadoras de calor C206, que es de $16.5 \left(\frac{Ton}{h} \right)$.

CAPITULO IV

Balance de energía a Economizador IC204.

Al igual que en el equipo Economizador IC202, en éste se pretende precalentar agua de 140°C a 238°C. El agua, luego de ser precalentada será enviada a las calderas recuperadoras de calor C202 II, C202 III, C204 II y C204 III.

Las condiciones del gas caliente que pasa por éste equipo son 471°C a la entrada y 415°C a la salida, cediendo así $14267 \left(\frac{MJ}{h} \right)$.

El balance de energía para determinar la cantidad de agua a calentar en éste equipo está dado por la siguiente formula:

$$Q_{E204} = m_{agua,IC204} \cdot \int_{T_E}^{T_S} C_{p_{agual}} \cdot dT$$

Despejando la masa de agua, es posible precalentar $28.2 \left(\frac{Ton}{h} \right)$.

Balance de energía a Caldera Recuperadora de Calor C202.

En ésta caldera se pretende generar vapor saturado a 700 psig (262°C) a partir del agua proporcionada por el economizador IC204 y del gas que debe ser enfriado para entrar al tercer lecho del Convertidor catalítico.

La temperatura del gas va desde 522°C a 471°C, mientras que la del agua en forma líquida de 238°C a 240°C, donde ocurre la evaporización de ésta y luego en forma de vapor saturado de 240°C A 262°C.

El balance de energía para determinar el agua necesaria que se requiere para retirar los $20616 \left(\frac{MJ}{h} \right)$ queda expresado de la siguiente forma:

CAPITULO IV

$$Q_{E202} = m_{\text{agua}C202} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{\text{agua}l}} \cdot dT + \Delta H_v + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{\text{agua}v}} \cdot dT \right)$$

Reemplazando los valores y despejando la masa de agua por caldera recuperadora de calor C202, tenemos el siguiente resultado:

$$m_{\text{agua}C202} = 8.99 \left(\text{Ton}/h \right)$$

Balance de energía a Caldera Recuperadora de Calor C204.

Al igual que en la caldera C202, acá se pretende producir vapor saturado a 700 psig usando para ello agua proveniente del economizador IC204 y el calor que se debe retirar del gas que hará ingreso al cuarto lecho del Convertidor catalítico.

La temperatura del gas en éste caso va desde 471°C A 415°C y las condiciones para producir el vapor son las misma de la caldera C202.

El balance de energía para determinar la cantidad de agua se presenta en la siguiente formula:

$$Q_{E204} = m_{\text{agua}C204} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{\text{agua}l}} \cdot dT + \Delta H_v + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{\text{agua}v}} \cdot dT \right)$$

Despejando la masa de agua necesaria para retirar el calor del gas en caldera C204 obtenemos el siguiente resultado:

$$m_{\text{agua}C204} = 5.12 \left(\text{Ton}/h \right)$$

CAPITULO IV

De esta forma la cantidad de vapor a generar por ésta propuesta es la siguiente:

$$m_{\text{vapor,t}} \left(\text{Ton/h} \right) = m_{\text{agua,C206}} \bullet 3 + m_{\text{agua,C202}} \bullet 2 + m_{\text{agua,C204}} \bullet 2$$

Obteniendo un valor final de vapor saturado a producir en abse a los datos de diseño de $77.72 \left(\text{Ton/h} \right)$.

4.1.3.2 Datos de operación para propuesta 3

Considerando los datos de operación en plantas de ácido, aplicados a los modelos termodinámicos de entalpía para los gases, la energía probable a recuperar por intercambiador de calor es:

- Intercambiador de Calor Gas/Aire E202 4.86 MW
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E204 2.54 MW
- Intercambiador de Calor Gas/Aire E206 3.52 MW

Con un total de 32.75 MW.

Dado que la energía a recuperar en base a los datos de diseño es aproximadamente el doble de la energía a recuperar en base a los datos de operación, se realiza un ajuste en los equipos a cambiar, generando el siguiente diagrama:

CAPITULO IV

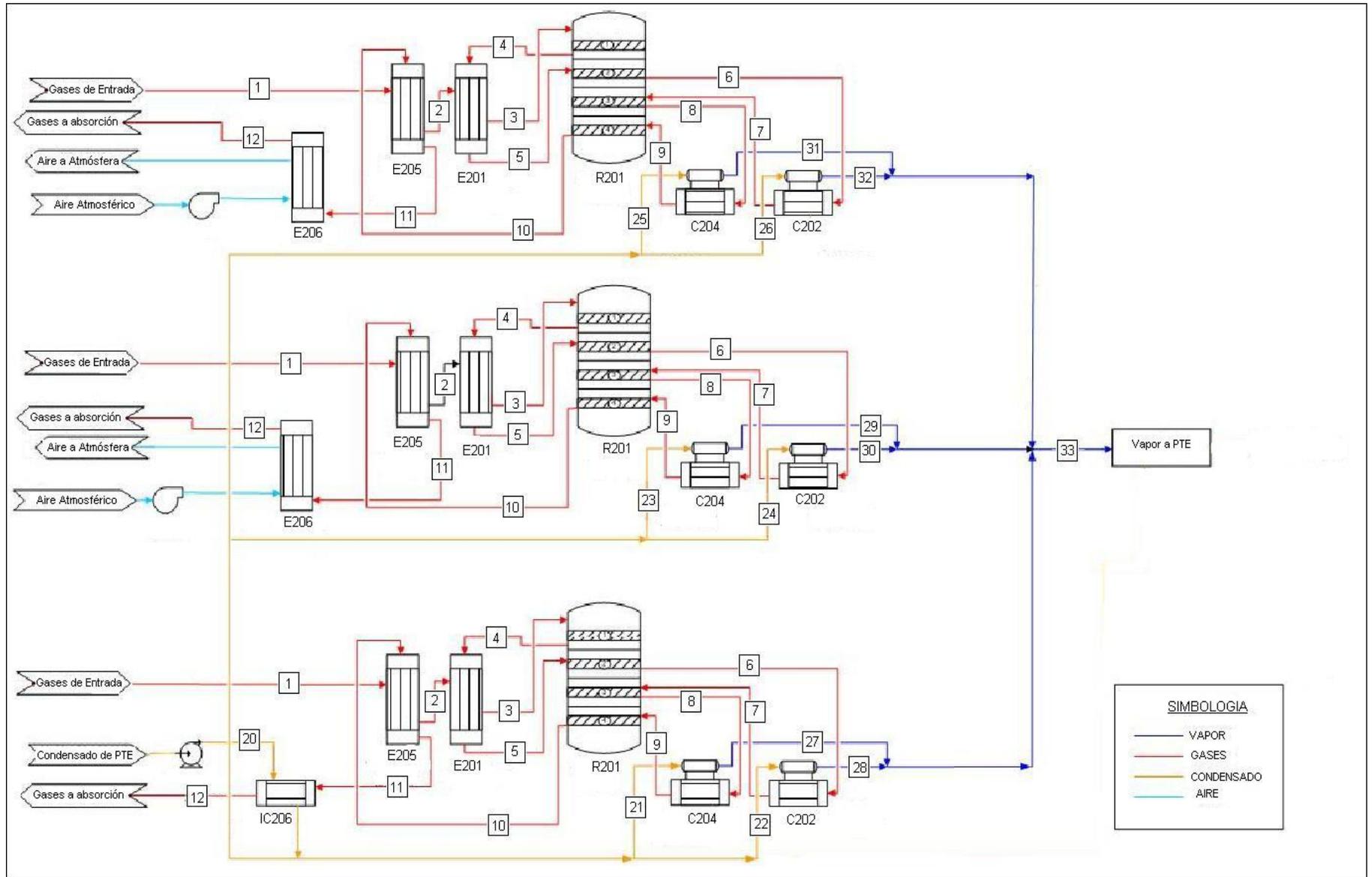


Figura 4.7: Nueva configuración propuesta número tres.

CAPITULO IV

El flujo energético a recuperar en base a los datos de operación se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.8: Energía recuperable por equipo, datos de operación

Equipo	Flujo de energía (KJ/h)
E202	17.495.045
E204	9.142.930
E206	12.656.587

Balance de energía a Economizador IC206.

El balance de energía al economizador IC206 será determinante para ésta propuesta, dado que de aquí se obtendrá el agua posible a precalentar para luego ser enviada a las diferentes calderas recuperadoras de calor y finalmente producir el vapor requerido.

En éste equipo se pretende precalentar el agua proveniente de la planta termo-eléctrica desde 140°C a 210°C, manteniendo siempre la calidad de líquido comprimido, a partir de la energía que se debe retirar del gas. Además se considera un 95% de eficiencia en la transferencia de calor.

El balance de energía queda dado por la siguiente ecuación:

$$Q_{E206} = m_{\text{agua,IC206}} \cdot \int_{T_E}^{T_S} C_{p_{\text{agual}}} \cdot dT$$

Reemplazando los datos y despejando la masa de agua que en éste caso es la incógnita, tenemos que es posible precalentar a la temperatura antes mencionada 40.74 (Ton/h).

CAPITULO IV

Balance de energía a Caldera Recuperadora de Calor C202.

En éste equipo se pretende generar vapor saturado a 700 psig a partir del gas que se debe retirar del gas que hará ingreso al tercer lecho del Convertidor catalítico y del agua que será proporcionada por el economizador IC206 a 210°C. La caldera será de tipo pirotubular con un domo en el superior de ésta, donde hará ingreso el agua. El quipo tendrá un 95% de eficiencia.

El agua tendrá su temperatura de vaporización a los 212°C, donde el delta de entalpía de vaporización es de $1930.7 \left(\frac{kJ}{kg} \right)$.

El balance de energía para la caldera está dado por la siguiente ecuación:

$$Q_{E202} = m_{aguaC202} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{agua}} \cdot dT + \Delta H_V + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{agua}} \cdot dT \right)$$

Despejando la masa de agua necesaria para retirar el calor del gas, tenemos que es posible producir $8.18 \left(\frac{Ton}{h} \right)$ de vapor.

Balance de energía a Caldera Recuperadora de Calor C204.

Al igual que en la caldera C202, acá se pretende producir vapor a 700 psig. Las condiciones del líquido son idénticas a las de la caldera C202.

La diferencia entre éste equipo y la caldera C202, es la energía a retirar ya la relación de energía es aproximadamente 1:2.

De esta forma, el balance de energía se representa por la siguiente ecuación:

$$Q_{E204} = m_{aguaC204} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{agua}} \cdot dT + \Delta H_V + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{agua}} \cdot dT \right)$$

CAPITULO IV

Así, el vapor a generar por cada caldera C204 es de $4.36 \left(\text{Ton}/h \right)$.

Finalmente, en ésta propuesta se podría producir el siguiente flujo de vapor:

$$m_{\text{vapor},t} \left(\text{Ton}/h \right) = m_{\text{agua},C202} \bullet 3 + m_{\text{agua},C204} \bullet 3$$

Siendo éste un valor de aproximadamente $37.8 \left(\text{Ton}/h \right)$ de vapor saturado a 700 psig.

CAPITULO IV

4.2 Discusiones.

- Se logra apreciar una tendencia al alza para el precio de ácido sulfúrico y energía eléctrica al mediano plazo, lo que afectaría directamente los costos de producción para el complejo.
- Los valores de diseño difieren de manera considerable a los de operación, que fueron obtenidos a través de la plataforma de trabajo PI System.
- Es posible generar el vapor saturado a 700 psig requerido por la Planta Termo-Eléctrica.

Capítulo V

Evaluación Económica del Proyecto “Eficiencia Energética en Conversión Catalítica”

5.1 Consideraciones

Para la siguiente evaluación económica se tendrán las siguientes consideraciones:

- Vida útil del proyecto 10 años
- Impuesto a pagar por Codelco 57%
- Tasa de descuento para obtención de indicador económico VAN 8% (Tasa interna de Codelco)
- Método de obtención de Capital de Inversión Total, Método de porcentajes del costo de los equipos principales para proyectos de plantas químicas anexas a existentes. (Peters and Timmerhaus)
- Personal de planta existente (Se realizará una capacitación).
- El capital de inversión es entregado por Codelco Chile, por lo que no aplica los ítems de: interés, amortización y leasing en flujo de caja.

CAPITULO V

- El costo por mantención corresponde a un 3% del los costos fijos directos de inversión del proyecto.
- El capital depreciable corresponde a un factor de 3.5 por el costo total de equipos principales
- La depreciación se calcula mediante el método doblemente decreciente.
- Tiempo de disponibilidad de las plantas de ácido 93%, 339 días al año.
- El costo de energía eléctrica para el ahorro y consumo de esta tiene un precio de $120 \left(\frac{USD}{MWh} \right)$.
- La venta de activo corresponde al 50% del Capital fijo directo de inversión.
- El vapor a producir es $37.8 \left(\frac{Ton}{h} \right)$

5.2 Capital de Inversión.

El capital de inversión se realizará en base al costo de los equipos principales de operación para la propuesta número tres presentada en el capítulo número cuatro del presente trabajo. Este será calculado bajo el método de los porcentajes de los equipos principales.

Los equipos son los siguientes:

Tabla 5.1: Costo de equipos principales para propuesta número 3.

Equipos	Cantidad	Costo por equipo (US\$)
Bomba centrífuga horizontal	2	\$ 5,000
Economizador	1	\$ 490,000
Caldera C202	3	\$ 552,000
Caldera C204	3	\$ 495,000
Total FOB (US\$)		\$ 3,641,000
Total CIF (US\$)		\$ 4,551,250

CAPITULO V

Los valores de los equipos mencionados en la tabla 5.1 son referenciales obtenidos de la página www.alibaba.com.

Costo de inversión total

Tabla 5.2: Capital de inversión total para propuesta número 3.

Capital fijo	Directo	%	
	Costo de Equipos	100	\$ 4.551.250
	Costo Instalación	47	\$ 2.139.088
	Instrumentación	36	\$ 1.638.450
	Pipping	68	\$ 3.094.850
	Sistema Eléctrico	11	\$ 500.638
	Construcción	18	\$ 819.225
	Mejoras de patio	10	\$ 455.125
	Servicios	70	\$ 3.185.875
		360	\$ 16.384.500
	Indirecto		
	Ingeniería y Supervisión	33	\$ 1.501.913
	Gastos de Construcción	41	\$ 1.866.013
	Gastos Legales	4	\$ 182.050
	Contratistas	22	\$ 1.001.275
	Contigencia	44	\$ 2.002.550
		144	\$ 6.553.800
	Capital de Trabajo		\$ 4.047.935
	15% Capital Total		
	Capital de inversión total		\$ 26.986.235

5.3 Costo total de producto

El costo total del producto se desglosa en los siguientes puntos

5.3.1 Costo de insumos

Se considerará el consumo de agua desmineralizada y consumo de energía eléctrica por bombas centrifugas para el condensado proveniente de Planta Termo-Eléctrica.

CAPITULO V

Tabla 5.3: Costos de insumos para propuesta número 3.

Costos Insumo	Cantidad	Costo	Costo anual
Energía eléctrica	815 MWh/año	120 US\$/MWh	\$ 97.800
Agua desmineralizada	11260 m ³ /año	3,71 US\$/m ³	\$ 41.774

5.3.2 Costo por mantención

Para determinar es costo por mantención se determinará bajo la base de un 7% del costo directo de inversión

Tabla 5.4: Costo anual por mantención.

Costo mantención	Costo Anual
3% Capital directo de inversión	\$ 491.535

5.3.3 Depreciación

La depreciación de la planta se realizara por el método del porcentaje uniforme con una tasa de depreciación de un 200% (método doblemente decreciente) con un factor d igual a 0.02, teniendo el siguiente resultado:

Tabla 5.5: Depreciación para propuesta número 3

Depreciacion		d=0,200				
Año	0	1	2	3	4	5
Capital	\$ 15.929.375	\$ 12.743.500	\$ 10.194.800	\$ 8.155.840	\$ 6.524.672	\$ 5.219.738
Depreciacion	\$ 0	\$ 3.185.875	\$ 2.548.700	\$ 2.038.960	\$ 1.631.168	\$ 1.304.934

Tabla 5.6: Continuación depreciación propuesta número 3

Depreciacion		d= 0,2			
Año	6	7	8	9	10
Capital	\$ 4.175.790	\$ 3.340.632	\$ 2.672.506	\$ 2.138.005	\$ 1.710.404
Depreciacion	\$ 1.043.948	\$ 835.158	\$ 668.126	\$ 534.501	\$ 427.601

CAPITULO V

5.3.4 Imprevistos

Para los posibles imprevistos se considera un 5% del costo total del producto.

5.3.5 Costo final

El costo final en base a los puntos anteriores es el siguiente para cada año

Tabla 5.7: Costo final de producto para propuesta número tres.

Año	1	2	3	4	5
Costo insumos	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574
Costo mantención	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535
Imprevistos (5%)	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216
Costo Total de Producto	\$ 664.325				

Tabla 5.8: Continuación costo final de producto para propuesta número tres.

Año	6	7	8	9	10
Costo insumos	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574	\$ 139.574
Costo mantención	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535	\$ 491.535
Imprevistos (5%)	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216	\$ 33.216
Costo Total de Producto	\$ 664.325				

5.4 Ahorros y/o ventas

Los ahorros que se tendrán en plantas de ácido por concepto de producción de vapor para la posterior producción de energía eléctrica es el retiro de los ventiladores y la disminución de costo en compra de energía eléctrica. Cabe destacar que el costo de energía eléctrica en Codelco División Chuquicamata es de 120 US\$/MWh.

El primer ahorro a considerar es el retiro de los ventiladores de aire para los intercambiadores de calor:

CAPITULO V

Tabla 5.9: Ahorro por retiro de equipos para propuesta número tres.

TAG EQUIPO	EQUIPOS RETIRADOS EN EL COMPLEJO	POTENCIA DE CADA EQUIPO	HORAS DE OPERACIÓN	ENERGÍA ANUAL CONSUMIDA POR EQUIPO	Energía anual total
		kW		MWh/año	MWh/año
B208	3	55	8.136	447	1342
B203	3	55	8.136	447	1342
B202	1	300	8.136	2.441	2441
TOTAL:				3.336	5126
Ahorro					\$ 615.082

Mientras que el segundo ahorro a considerar es la disminución del costo de la energía eléctrica por energía generada.

Tabla 5.10: Ahorro por recuperación de energía para propuesta número 3.

Rendimiento turbina	4,5	Ton Vapor/mw
vapor producido	37,8	Ton Vapor/h
energía producida	8,4	MWh
energía al año	68342	MWh/año
ahorro	\$ 8.201.088	USD

Teniendo finalmente un ahorro de **US\$8.816.170.**

CAPITULO V

5.5 Flujo de Caja.

Para realizar el flujo de caja se considera una tasa de descuento del 8% para la obtención del van (Tasa de descuento interna de Codelco). Además el impuesto a pagar es de un 57%. El costo de detención de las plantas se obtuvo por el valor de producción diaria (kUS\$192) y un plazo de 115 días. Finalmente el costo de inversión es proporcionado por la empresa por lo que no es necesario recurrir a préstamos.

El Flujo de caja es el siguiente:

Tabla 5.11: Flujo de caja para propuesta número 3.

Año		0	1	2	3	4	5
Ingreso por venta	+		\$ 8.816.170	\$ 8.816.170	\$ 8.816.170	\$ 8.816.170	\$ 8.816.170
Costo operación	-		\$ 664.325	\$ 664.325	\$ 664.325	\$ 664.325	\$ 664.325
Utilidad operacional	=		\$ 8.151.845	\$ 8.151.845	\$ 8.151.845	\$ 8.151.845	\$ 8.151.845
Depreciación	-	\$ 0	\$ 3.185.875	\$ 2.548.700	\$ 2.038.960	\$ 1.631.168	\$ 1.304.934
Perdida ejercicio anterior	-		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Venta activo	+		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Interes	-		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidad Antes de Impuesto	=		\$ 4.965.970	\$ 5.603.145	\$ 6.112.885	\$ 6.520.677	\$ 6.846.910
Impuesto	-		\$ 2.830.603	\$ 3.193.793	\$ 3.484.344	\$ 3.716.786	\$ 3.902.739
Utilidad Después de Impuesto	=		\$ 2.135.367	\$ 2.409.352	\$ 2.628.540	\$ 2.803.891	\$ 2.944.171
Depreciacion	+		\$ 3.185.875	\$ 2.548.700	\$ 2.038.960	\$ 1.631.168	\$ 1.304.934
Perdida ejercicio anterior	+		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Valor de libro	+						
Amortizacion	-		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Inversion	-	\$ 26.986.235					
Costos detención de plantas	-	\$ 22.046.000					
Capacitación operador	-	\$ 200.000					
Prestamo		\$ 0					
Capital de trabajo	+						
Flujo de Caja Neto	=	-\$ 49.232.235	\$ 5.321.242	\$ 4.958.052	\$ 4.667.500	\$ 4.435.059	\$ 4.249.106

CAPITULO V

Continuación del flujo de caja

Tabla 5.12: Continuación flujo de caja para propuesta número 3.

Año		6	7	8	9	10
Ingreso por venta	+	\$ 8,816,170	\$ 8,816,170	\$ 8,816,170	\$ 8,816,170	\$ 8,816,170
Costo operación	-	\$ 664,325	\$ 664,325	\$ 664,325	\$ 664,325	\$ 664,325
Utilidad operacional	=	\$ 8,151,845	\$ 8,151,845	\$ 8,151,845	\$ 8,151,845	\$ 8,151,845
Depreciación	-	\$ 1,043,948	\$ 835,158	\$ 668,126	\$ 534,501	\$ 427,601
Perdida ejercicio anterior	-	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Venta activo	+	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 6,481,846
Interes	-	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidad Antes de Impuesto	=	\$ 7,107,897	\$ 7,316,687	\$ 7,483,718	\$ 7,617,344	\$ 14,206,090
Impuesto	-	\$ 4,051,501	\$ 4,170,511	\$ 4,265,719	\$ 4,341,886	\$ 8,097,471
Utilidad Después de Impuesto	=	\$ 3,056,396	\$ 3,146,175	\$ 3,217,999	\$ 3,275,458	\$ 6,108,619
Depreciacion	+	\$ 1,043,948	\$ 835,158	\$ 668,126	\$ 534,501	\$ 427,601
Perdida ejercicio anterior	+	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Valor de libro	+					\$ 1,710,404
Amortizacion	-	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Inversion	-					
Costos detención de plantas	-					
Capacitación operador	-					
Prestamo						
Capital de trabajo	+					\$ 4,047,935
Flujo de Caja Neto	=	\$ 4,100,343	\$ 3,981,333	\$ 3,886,125	\$ 3,809,959	\$ 12,294,559

En base al flujo de caja neto obtenemos el van que da un valor de **-\$14.435.392**

CAPITULO V

5.6 Análisis de sensibilidad.

Para el análisis de sensibilidad de tomarán en cuenta 2 variables que son las que más influyen en el flujo de caja final. Dichas variables son:

- Tasa impositiva tributaria.
- Costo de energía eléctrica.

5.6.1 Tasa impositiva.

Para el análisis de sensibilidad respecto de esta variable se comenzará con una tasa de impuesto normal para cualquier empresa que corresponde al 17% de las utilidades antes de impuesto, llegando al impuesto pagado por Codelco que corresponde al 57%.

Bajo estos datos tenemos el siguiente resultado representado en la figura 5.1:

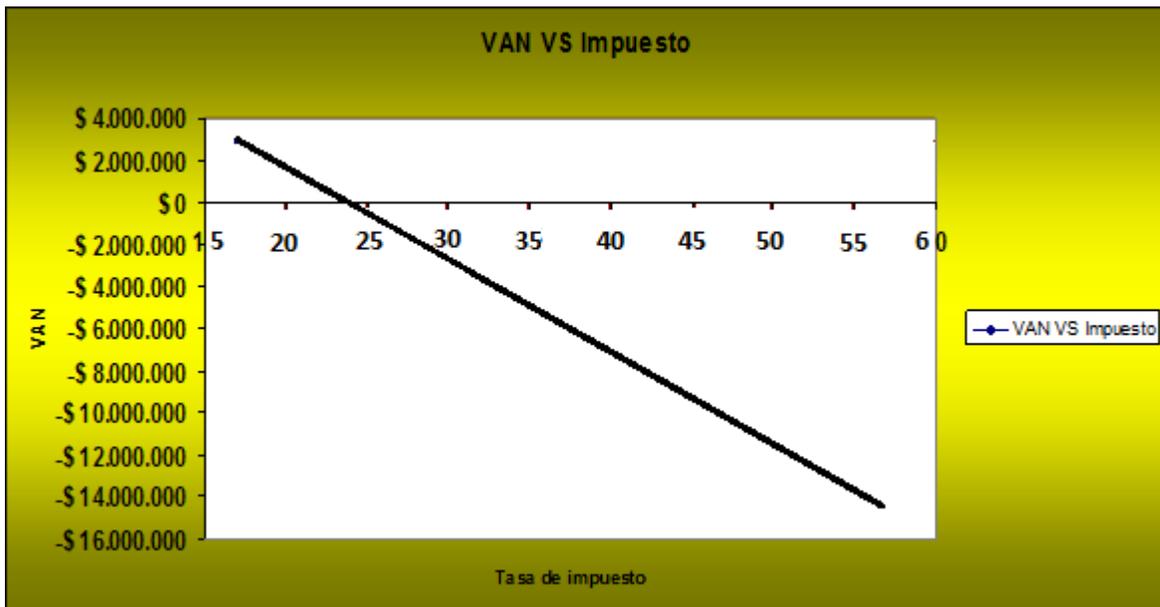


Figura 5.1: Análisis de sensibilidad variando tasa de impuesto.

CAPITULO V

5.6.2 Costo de energía eléctrica.

Para el análisis de sensibilidad de esta variable se tomará como base el precio de la energía eléctrica que paga codelco actualmente (por contrato), valor que corresponde a $120 \left(\frac{US\$}{MWh} \right)$ y tendrá una variación de $\pm 50\%$.

El resultado de esta variación se ve reflejado en la figura 5.2.

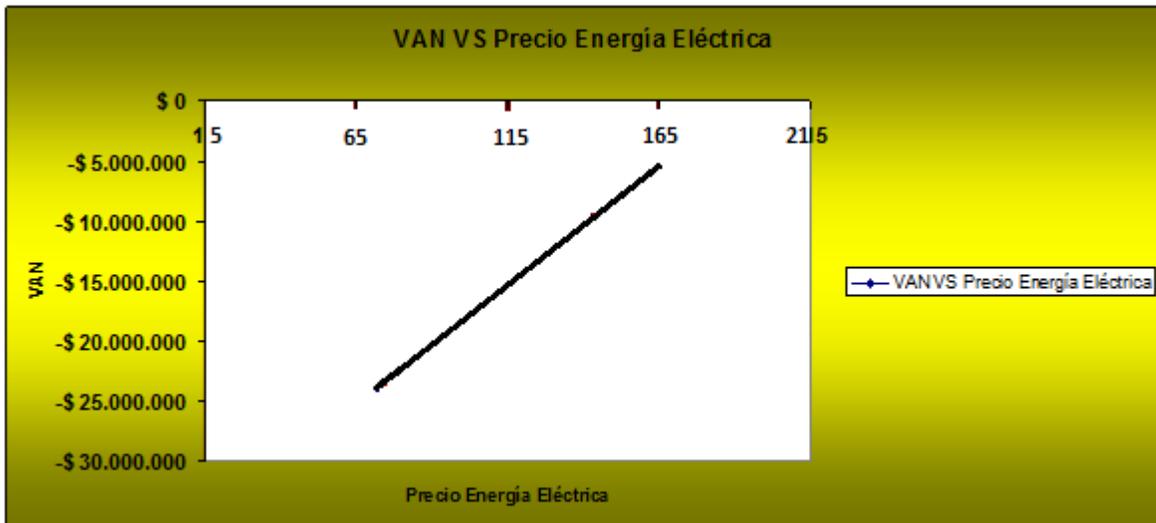


Figura 5.2: Análisis de sensibilidad variando costo de energía eléctrica.

5.7 Discusiones

- Realizando la evaluación económica de la propuesta técnicamente factible obtenemos como resultado que el proyecto no se paga en los 10 años de vida útil.
- La tasa de impuesto que paga Codelco es demasiado elevada, es por esto que el proyecto en su etapa de estudio de perfil no es factible.

CAPITULO VI

Capítulo VI

Conclusiones generales

Se analizó el calor disipado en el área de conversión catalítica al ambiente el cual se pretende recuperar bajo una propuesta factible técnica y económicamente.

Para determinar el calor que se pierde en plantas de ácido, la primera etapa consistió en el desarrollo un modelo termodinámico con la energía libre de gibbs para la curva de equilibrio en la conversión de anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico. Luego se realizó la conversión con datos termodinámicos de entalpía considerando el Convertidor adiabático.

Con estos resultados logramos comprobar que el modelo realizado se ajusta significativamente a los datos de diseño, obteniendo una conversión final de un 96.56% de anhídrido sulfuroso inicial.

El calor disipado en base a los datos de diseño simulados en el modelo termodinámico realizado, corresponde aproximadamente a 62 MW entre las tres áreas de contacto que posee Plantas de ácido de División Chuquicamata. Sin embargo, con datos de operación, esta energía disminuye considerablemente a 32.75 MW.

En base a los datos de operación se encontró una propuesta técnicamente factible para la generación de vapor a partir de la energía residual de plantas de ácido, generando aproximadamente 38 toneladas por hora de vapor saturado a 700 psi el cual sería proporcionado a la Planta Termo-Eléctrica para producir 8.4 MWh. Para esta propuesta, el límite de batería corresponde sólo al área de conversión catalítica, desligándose así del proceso posterior en la Planta Termo-Eléctrica en donde sobrecalientan el vapor proporcionado.

Debido a la elevada tasa de impuesto que paga Codelco por ser una empresa estatal (57%), el proyecto “Eficiencia Energética en Área de Conversión Catalítica de Plantas de Ácido, Codelco Chuquicamata” no es factible, dado que el

CAPITULO VI

VAN da un valor de kUS\$-14.431 por lo que no se recuperaría el costo de inversión inicial.

Existe otra posibilidad de estudio energético en cuanto a lo técnico y a lo económico se refiere:

- Técnico: Análisis de implementación de calderas entre lechos número 3 y 4 de reactores catalíticos de Plantas de ácido. Esto se debe a la dificultad operacional de las calderas pirotubulares, debido a que cualquier falla operacional con derrame de líquido dentro de estas puede arruinar el catalizador dentro de los lechos.
- Técnico: Análisis de datos operaciones para la conversión de anhídrido sulfuroso en área de conversión catalítica. Este estudio aplica debido a la baja conversión de anhídrido sulfuroso, dado que según el modelo realizado en el presente trabajo la conversión final corresponde a un 83.19 que es considerablemente bajo.
- Económico: Estudio de implementación de propuesta técnicamente factible para recuperación de energía en área de conversión catalítica. Este aplica dado que existe la posibilidad de disminuir la tasa de impuesto a pagar si el ejecutador del proyecto es una empresa externa. Además el estudio puede abarcar una serie de otras propuestas económicas debido al impacto que tendría en la opinión pública, agentes gubernamentales, movimientos medio ambientalistas, etc. Teniendo una mirada externa diferente a la inversionista.

BIBLIOGRAFIA

Bibliografía

- (1) “Eficiencia energética en Chile. Aspectos Generales”, 2006. Rubén Muñoz, Gobierno de Chile.
- (2) “Eficiencia energética en Chile. Aspectos Generales”, 2006. Rubén Muñoz, Gobierno de Chile.
- (3) “SITUACION Y PERSPECTIVAS DE LA EFICIENCIA ENERGETICA EN AMERICA LATINA Y EL CARIBE” 2009. Comisión económica para América Latina y El Caribe.
- (4) “ESTIMACION PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE LA EFICIENCIA EN EL USO DE LA ENERGIA ELECTRICA EN EL ABASTECIMIENTO DEL SISTEMA INTERCONECTADO CENTRAL”, 2008. Instituto de asuntos públicos de Universidad de Chile.
- (5) Página de compañía Mecs Global: www.mecsglobal.co.za. Visitada el 9 de Septiembre del 2011.
- (6) “INDUSTRIAL BOILERS AND HEAT RECOVERY STEAM GENERATORS”, 2003. Marcel Dekker, Inc.
- (7) Página Hugo Petersen: <http://www.hugo-petersen.de/spanisch/referenzen/gasreinigung.html>. Visitada el 15 de Septiembre de 2011.
- (8) “REAPROVECHAMIENTO DE CALORES RESIDUALES DE LA PLANTA DE ACIDO DE LA FUNDICION CALETONES, DIVISION EL TENIENTE CODELCO CHILE”, Abril 2011. Alvaro Guillermo Rojas Chavez.
- (9) Manual de operaciones en plantas de ácido de Anglo American División Fundición Chagres.
- (10) “PROYECTO PLANTA DE ACIDO SULFURICO-MEJILLONES”, 2010. Hannes Storch, Sergio Rojas.
- (11) “EFFECTIVE ENERGY UTILIZAYION ON JAPANESE COPPER SMELTERS”, 2003. Akada Akihico, Japan.
- (12) “SULPHURIC ACID PLANTS”, 2008. Outotec .
- (13) “BEST AVAILABLE TECHNIQUES FOR POLLUTION PREVENTION AND CONTROL IN THE EUROPEAN SULPHURIC ACID AND FERTILIZER INDUSTRIES”, 2000. European Sulphuric Acid Association.

BIBLIOGRAFIA

- (14) "BEST AVAILABLE TECHNIQUES FOR POLLUTION PREVENTION AND CONTROL IN THE EUROPEAN SULPHURIC ACID AND FERTILIZER INDUSTRIES", 2000. European Sulphuric Acid Association.
- (15) "EL MERCADO DEL ACIDO SULFURICO EN CHILE, PROYECTADO AL AÑO 2015", 2006. Comisión Chilena del Cobre, COCHILCO.
- (16) "EL MERCADO DEL ACIDO SULFURICO EN CODELCO CHILE, PROYECTADO AL AÑO 2010", 2005. David Olmedo Rojas. Codelco División Chuquicamata.
- (17) "EL MERCADO DEL ACIDO SULFURICO EN CODELCO CHILE, PROYECTADO AL AÑO 2010", 2005. David Olmedo Rojas. Codelco División Chuquicamata.
- (18) "SULPHURIC ACID MANUFACTURE", 2005. William G. Davenport, Matthew J. King.
- (19) Tablas y diagramas Termodinamicos, MMT.
- (20) "MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO", Robert Perry, Sexta Edición
- (21) "NIST-JANAF, Thermochemical Tables", American Chemical Society and American Institute of Physics. New York, 1998.
- (22) "HANDBOOK OF SULPHURIC ACID MANUFACTURING", By Douglas K. Louie, P. Eng.
- (23) "PROGRESS ON THE MECHANISTIC UNDERSTANDING OF SO₂ OXIDATION CATALYSTS. CATALYSIS TODAY". Lapina O.B., Bal'zhinimaeV, B.S., Boghosian, S., Erikson, K.M. and Fehrmann, R. 1999.
- (24) Monsanto (2004) Sulfuric Acid Catalysts. www.enviro-chem/plant-tech/3rdtier/sulfcat.html

ANEXO A

Anexo A

Entalpías para oxidación de anhídrido sulfuroso

ANEXO A

Las entalpías que se muestran a continuación pertenecen a *NIST-JANAF, Thermochemical Tables, American Chemical Society and American Institute of Physics. New York*

Tabla A.1: Entalpías para compuestos de gas.

Unidades de entalpías: MJ por kilo mol			
$SO_3(g)$			
Temperatura (K)	$\Delta_f H_{298.15}^0$	$H_T^0 - H_{298.15}^0$	$H_T^0 = \Delta_f H_{298.15}^0 + (H_T^0 - H_{298.15}^0)$
298,15	-395,765		
600		18,107	-377,658
700		24,997	-370,768
800		32,16	-363,605
900		39,531	-356,234
$H_{SO3T}^0 = 0.07144 * T + 420.6$			
$SO_2(g)$			
Temperatura (K)	$\Delta_f H_{298.15}^0$	$H_T^0 - H_{298.15}^0$	$H_T^0 = \Delta_f H_{298.15}^0 + (H_T^0 - H_{298.15}^0)$
298,15	-296,845		
600		13,544	-283,298
700		18,548	-278,294
800		23,721	-273,121
900		29,023	-267,819
$H_{SO2T}^0 = 0.05161 * T + 314.3$			
O_2			
Temperatura (K)	$\Delta_f H_{298.15}^0$	$H_T^0 - H_{298.15}^0$	$H_T^0 = \Delta_f H_{298.15}^0 + (H_T^0 - H_{298.15}^0)$
298,15	0		
600		9,244	9,244
700		12,499	12,499
800		15,835	15,835
900		19,241	19,241
$H_{O2T}^0 = 0.03333 * T - 10.79$			
$N_2(g)$			
Temperatura (K)	$\Delta_f H_{298.15}^0$	$H_T^0 - H_{298.15}^0$	$H_T^0 = \Delta_f H_{298.15}^0 + (H_T^0 - H_{298.15}^0)$
298,15	0		
600		8,894	8,894
700		11,937	11,937
800		15,046	15,046
900		18,223	18,223
$H_{N2T}^0 = 0.03110 * T + 9.797$			

ANEXO B

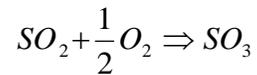
Anexo B

Desarrollo de ecuaciones planteadas para oxidación de anhídrido sulfuroso

ANEXO B

B.1 Constante de equilibrio

A partir de la reacción:



En condiciones de diseño de las plantas de ácido tenemos que la constante de equilibrio viene dada por las presiones parciales de los compuestos involucrados en la reacción de la siguiente forma:

$$K_E = \frac{P_{SO_3}^E}{P_{SO_2}^E \cdot (P_{O_2}^E)^{\frac{1}{2}}}$$

En donde:

- $P_{SO_3}^E = X_{SO_3}^E \cdot P_T$
- $P_{SO_2}^E = X_{SO_2}^E \cdot P_T$
- $P_{O_2}^E = X_{O_2}^E \cdot P_T$

Reemplazando:

$$K_E = \frac{X_{SO_3}^E}{X_{SO_2}^E \cdot (X_{O_2}^E)^{\frac{1}{2}}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}}$$

ANEXO B

B.2 Fracciones molares en la entrada

Para el anhídrido sulfúrico:

$$X_{SO_3} = \frac{n_{SO_3}}{n_t} = \frac{n_{SO_3}}{n_{SO_3} + n_{SO_2} + n_{N_2} + n_{O_2}}$$

Para el anhídrido sulfuroso

$$X_{SO_2} = \frac{n_{SO_2}}{n_t} = \frac{n_{SO_2}}{n_{SO_3} + n_{SO_2} + n_{N_2} + n_{O_2}}$$

Para el nitrógeno

$$X_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{n_t} = \frac{n_{N_2}}{n_{SO_3} + n_{SO_2} + n_{N_2} + n_{O_2}}$$

Para el oxígeno

$$X_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{n_t} = \frac{n_{O_2}}{n_{SO_3} + n_{SO_2} + n_{N_2} + n_{O_2}}$$

Como se mencionó en el capítulo 3, los porcentajes volumétricos de anhídrido sulfuroso está representado por la letra e, el porcentaje volumétrico de oxígeno está representado por la letra f, mientras que el porcentaje volumétrico de nitrógeno esta representado por 100-e-f, por lo que los moles de cada compuesto en la entrada de gas está representado de la siguiente forma:

$$n_{SO_2} = \frac{e}{100}$$

ANEXO B

$$n_{O_2} = \frac{f}{100}$$
$$n_{N_2} = \left(1 - \frac{e}{100} - \frac{f}{100}\right)$$

B.3 Balances de masa por elementos por 1 mol de gas en la entrada.

B.3.1 balance atómico al azufre

$$\frac{e}{100} = n_{SO_3} + n_{SO_2}$$

Despejando

$$n_{SO_2} = \frac{e}{100} - n_{SO_3}$$

En donde $\frac{e}{100}$ mol de anhídrido sulfuroso en la entrada de gas, n_{SO_3} moles de anhídrido sulfúrico luego de la oxidación, n_{SO_2} mol de anhídrido sulfuroso luego de la oxidación.

B.3.2 balance atómico al oxígeno

$$2 \cdot \frac{e}{100} + 2 \cdot \frac{f}{100} = 3 \cdot n_{SO_3} + 2 \cdot n_{SO_2} + 2 \cdot n_{O_2}$$

ANEXO B

Despejando los moles de oxígeno:

$$n_{O_2} = \frac{e}{100} + \frac{f}{100} - \frac{3}{2} \cdot n_{SO_3} - n_{SO_2}$$

Reemplazando:

$$n_{O_2} = \frac{e}{100} + \frac{f}{100} - \frac{3}{2} \cdot n_{SO_3} - \left(\frac{e}{100} - n_{SO_3} \right)$$

Eliminando términos:

$$n_{O_2} = \frac{f}{100} - \frac{1}{2} \cdot n_{SO_3}$$

B.3.3 Balance atómico al nitrógeno

$$2 \cdot \left(1 - \frac{e}{100} - \frac{f}{100} \right) = 2 \cdot n_{N_2}$$

Despejando

$$n_{N_2} = \left(1 - \frac{e}{100} - \frac{f}{100} \right)$$

B.4 Moles totales luego de la oxidación

Sabemos que:

$$n_t = n_{SO_3} + n_{SO_2} + n_{O_2} + n_{N_2}$$

$$n_t = n_{SO_3} + \frac{e}{100} - n_{SO_3} + \frac{f}{100} - \frac{1}{2} \cdot n_{SO_3} + \left(1 - \frac{e}{100} - \frac{f}{100} \right)$$

Despejando

$$n_t = 1 - \frac{1}{2} \cdot n_{SO_3}$$

ANEXO B

B.5 Fracciones molares en la salida del gas

$$X_{SO_3} = \frac{n_{SO_3}}{n_t} = \frac{n_{SO_3}}{1 - \frac{1}{2} * n_{SO_3}}$$

$$X_{SO_2} = \frac{n_{SO_2}}{n_t} = \frac{\frac{e}{100} - n_{SO_3}}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}}$$

$$X_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{n_t} = \frac{\frac{f}{100} - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}}$$

$$X_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{n_t} = \frac{1 - \frac{e}{100} - \frac{f}{100}}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}}$$

El cálculo de las concentraciones al equilibrio, es idéntico al realizado.

Finalmente la constante de equilibrio está dada por:

$$K_E = \frac{\left(\frac{n_{SO_3}^E}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}^E} \right)}{\left(\frac{\frac{e}{100} - n_{SO_3}^E}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}^E} \right) \bullet \left(\frac{\frac{f}{100} - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}^E}{1 - \frac{1}{2} \bullet n_{SO_3}^E} \right)^{\frac{1}{2}}} \bullet P_T^{\frac{1}{2}}$$

ANEXO B

Desarrollando llegamos a:

$$K_E = \frac{n_{SO_3}^E}{\frac{e}{100} - n_{SO_3}^E} \cdot \left(\frac{1 - \frac{1}{2} \cdot n_{SO_3}^E}{\frac{f}{100} - \frac{1}{2} \cdot n_{SO_3}^E} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}}$$

B.6 Conversión de anhídrido sulfuroso

La conversión al equilibrio del anhídrido sulfuroso que entra al reactor catalítico está dada por la siguiente ecuación

$$\frac{n_{SO_2} - n_{SO_2}^{s,E}}{n_{SO_2}} = \phi^E$$

Reemplazando

$$\left(\frac{\frac{e}{100} - n_{SO_2}^{s,E}}{\frac{e}{100}} \right) \cdot 100 = \phi^E$$

Además sabemos que:

$$n_{SO_2}^E = \frac{e}{100} - n_{SO_3}^E$$

ANEXO B

Por lo que al reemplazar los moles de anhídrido sulfuroso en la conversión obtenemos el siguiente resultado

$$\left(\frac{\frac{e}{100} - \left(\frac{e}{100} - n_{SO_3}^E \right)}{\frac{e}{100}} \right) \cdot 100 = \phi^E$$

Despejando los moles de anhídrido sulfúrico al equilibrio tenemos que:

$$n_{SO_3}^E = \frac{e}{100} \cdot \frac{\phi^E}{100}$$

Reemplazando en la constante de equilibrio y despejando obtenemos la constante en función de los moles en la entrada del gas y de la presión al equilibrio.

$$K_E = \left(\frac{\phi^E}{100 - \phi^E} \right) \cdot \left(\frac{100 - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}}{f - \frac{1}{2} \cdot e \cdot \frac{\phi^E}{100}} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot P_T^{-\frac{1}{2}}$$

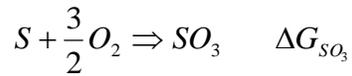
B.7 Energía libre de gibbs

Para la formación de anhídrido sulfuroso tenemos la siguiente reacción

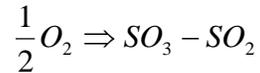


Mientras que para el anhídrido sulfúrico tenemos la siguiente reacción

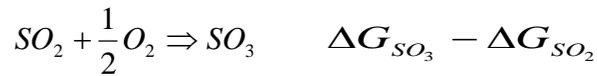
ANEXO B



Restando las reacciones tenemos que



Ordenando



Finalmente la energía libre de gibbs para la reacción es la siguiente

$$\Delta G_{SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \Rightarrow SO_3} = \Delta G_{SO_3} - \Delta G_{SO_2}$$

Con los siguientes datos:

Temperatura (K)	$\Delta_f G_{SO_3}^0$	$\Delta_f G_{SO_2}^0$	$\Delta G_{SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \Rightarrow SO_3} = \Delta G_{SO_3} - \Delta G_{SO_2}$
700	-332,365	-299,444	-32,921
800	-321,912	298,37	23,542
900	-310,258	296,051	-14,207

Correlacionando los datos tenemos la energía libre de gibbs para la oxidación del anhídrido sulfuroso en función de la temperatura

$$\Delta G_{SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \Rightarrow SO_3} = 0.09357 \cdot T - 98.41 \left(\frac{MJ}{kgmol_SO_3} \right)$$

ANEXO C

Anexo c

Cálculos de conversión de anhídrido sulfuroso.

ANEXO C

C.1 Planteamiento del problema

La conversión en el Convertidor catalítico se consideró como adiabática, por lo que la energía que entra es igual a la que sale, dando un factor de conversión por lecho.

El resultado fue obtenido realizando operaciones de matrices. Dichas operaciones es la obtención de la matriz inversa de la energía que entra al lecho y multiplicando esta por la matriz de masa que entra al lecho.

ANEXO C

C.2 Cálculos de conversión

C.2.1 Conversión primero lecho.

Balance de masa y energía 1° lecho

Balance de masa	
Volumen gases (Nm ³)	167200,00
Kmol entran	7464,85

Compuesto	% V	Kmol Entra	Kmol Sale
SO ₃	0,00	0,00	x
SO ₂	11,70	873,39	873,39-x
O ₂	12,90	962,97	962,97-x/2
N ₂	75,40	5628,50	5628,50

Temp. Entrada	388,00
Temp. Salida	588

Matriz asociada

	Kmol	Entrada			Salida			
		Kmol SO ₂	Kmol O ₂	Kmol N ₂	Kmol SO ₃	Kmol SO ₂	Kmol O ₂	Kmol N ₂
SO ₂ Alimentado	873,39	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂ Alimentado	962,97	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ Alimentado	5628,50	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Balance a S	0,00	-1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00
Balance a O	0,00	-2,00	-2,00	0,00	3,00	2,00	2,00	0,00
Balance a N	0,00	0,00	0,00	-2,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Entalpía	0,00	280,48	-11,25	-10,76	-359,08	-269,86	17,91	16,98

Kmol entra SO ₂	873,39
Kmol entra O ₂	962,97
Kmol entra N ₂	5628,50
Kmol sale SO ₃	516,46
Kmol sale SO ₂	356,93
Kmol sale O ₂	704,74
Kmol sale N ₂	5628,50

%Oxidación SO ₂	59,13
----------------------------	-------

ANEXO C

C.2.2 Conversión segundo lecho

Balance de masa y energía 2° lecho

Balance de masa	
Kmol entran	7206,62

Compuesto	% V	Kmol entra	Kmol sale
SO3	7,17	516,46	516,46+x
SO2	4,95	356,93	356,93-x
O2	9,78	704,74	704,74-x/2
N2	78,10	5628,50	5628,50
Total	100,00	7206,62	7206,62-x/2

Temp. Entrada	439,00
Temp. Salida	522,00

Matriz asociada

	Kmol	Entrada				Salida			
		Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2	Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2
SO3 Alimentado	516,46	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO2 Alimentado	356,93	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2 Alimentado	704,74	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2 Alimentado	5628,50	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Balance a S	0,00	-1,00	-1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00
Balance a O	0,00	-3,00	-2,00	-2,00	0,00	3,00	2,00	2,00	0,00
Balance a N	0,00	0,00	0,00	0,00	-2,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Entalpía	0,00	369,72	277,85	-12,95	-12,35	-363,79	-273,26	15,71	14,93

Kmol entra SO3	516,46
Kmol entra SO2	356,93
Kmol entra O2	704,74
Kmol entra N2	5628,50
Kmol sale SO3	731,69
Kmol sale SO2	141,69
Kmol sale O2	597,12
Kmol sale N2	5628,50

%Oxidación SO2	83,78
----------------	-------

ANEXO C

C.2.3 Conversión tercer lecho

Balance de masa y energía 3° lecho

Balance de masa	
Kmol entran	7099,01

Compuesto	% V	Kmol entra	Kmol sale
SO3	10,31	731,69	736,69+x
SO2	2,00	141,69	141,69-x
O2	8,41	597,12	597,12-x/2
N2	79,29	5628,50	5628,50
Total	100,00	7099,01	7099,01-x/2

Temp. Entrada	441,00
Temp. Salida	471,00

Matriz asociada

	Kmol	Entrada				Salida			
		Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2	Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2
SO3 Alimentado	731,69	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO2 Alimentado	141,69	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2 Alimentado	597,12	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2 Alimentado	5628,50	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Balance a S	0,00	-1,00	-1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00
Balance a O	0,00	-3,00	-2,00	-2,00	0,00	3,00	2,00	2,00	0,00
Balance a N	0,00	0,00	0,00	0,00	-2,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Entalpía	0,00	369,58	277,74	-13,01	-12,41	-367,44	-275,89	14,01	13,35

Kmol entra SO3	731,69
Kmol entra SO2	141,69
Kmol entra O2	597,12
Kmol entra N2	5628,50
Kmol sale SO3	809,61
Kmol sale SO2	63,78
Kmol sale O2	558,16
Kmol sale N2	5628,50

%Oxidación SO2	92,70
----------------	-------

ANEXO C

C.2.4 Conversión cuarto lecho

Balance de masa y energía 3° lecho

Balance de masa	
Kmol entran	7060,05

Compuesto	% V	Kmol entra	Kmol sale
SO3	11,47	809,61	809,61+x
SO2	0,90	63,78	63,78-x
O2	7,91	558,16	558,16-x/2
N2	79,72	5628,50	5628,50
Total	100,00	7060,05	7060,05-x/2

Temp. Entrada	415,00
Temp. Salida	428,00

Matriz asociada

	Kmol	Entrada				Salida			
		Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2	Kmol SO3	Kmol SO2	Kmol O2	Kmol N2
SO3 Alimentado	809,61	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO2 Alimentado	63,78	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2 Alimentado	558,16	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2 Alimentado	5628,50	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Balance a S	0,00	-1,00	-1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00
Balance a O	0,00	-3,00	-2,00	-2,00	0,00	3,00	2,00	2,00	0,00
Balance a N	0,00	0,00	0,00	0,00	-2,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Entalpía	0,00	371,44	279,08	-12,15	-11,60	-370,51	-278,11	12,58	12,01

Kmol entra SO3	809,61
Kmol entra SO2	63,78
Kmol entra O2	558,16
Kmol entra N2	5628,50
Kmol sale SO3	843,37
Kmol sale SO2	30,02
Kmol sale O2	541,28
Kmol sale N2	5628,50

%Oxidación SO2	96,56
----------------	-------

ANEXO D

Anexo D

Balances de masa y energía para propuestas

ANEXO D

D.1 Propuesta número 1

Balance de masa

$$m_t = m_{E202} + m_{E204} + m_{E206}$$

Balance de energía

Se considera la cámara de mezcla del aire proveniente de los intercambiadores de calor Gas/Aire E202, E204 y E206 como un equipo adiabático, por lo que el balance de energía queda dado por la siguiente fórmula.

$$0 = m_{E202} \cdot \int_{T_{E202}}^{T_{CM}} C_{p_{aire}} dT + m_{E204} \cdot \int_{T_{E204}}^{T_{CM}} C_{p_{aire}} dT + m_{E206} \cdot \int_{T_{E206}}^{T_{CM}} C_{p_{aire}} dT$$

Despejando la temperatura en cámara de mezcla:

$$T_{CM} = \frac{m_{E202} \cdot T_{E202} + m_{E204} \cdot T_{E204} + m_{E206} \cdot T_{E206}}{m_{E202} + m_{E204} + m_{E206}}$$

Obteniendo un resultado final de 232°C, claramente inferior a los 261.69°C del vapor requerido por planta termo-eléctrica. De esta forma se descarta esta propuesta.

ANEXO D

D.2 Propuesta número 2

D.2.1 Intercambiador de calor

D.2.1.1 Balance de masa lado gas

$$m_{g.e} = m_{g.s}$$

D.2.1.2 Balance de masa lado agua

$$m_{a.e} = m_{a.s}$$

D.2.1.3 Balance de energía lado gas

$$Q = H_{g.e}(270^{\circ}\text{C}) - H_{g.s}(195^{\circ}\text{C})$$

Compuesto	% V	Kmol sale	He (MJ/h)	Hs (MJ/h)
SO ₃	11,97	843,37	-321994,81	-326513,56
SO ₂	0,43	30,02	-8603,34	-8719,55
O ₂	7,69	541,28	3958,51	2605,43
N ₂	79,91	5628,50	39934,00	26805,53
Total	100,00	7043,17	-286705,65	-305822,15
			Temp. Entada	Temp. Salida
			270,00	195,00

Calor transferido por el gas $19116 \left(\frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right)$

ANEXO D

D.2.1.4 Balance de energía lado agua

$$Q = (H_a(220^\circ C, 37 \text{ Bar}) - H_a(140^\circ C, 40 \text{ Bar})) \bullet m_{a1}$$

Reemplazando

$$19116506 \left(\frac{KJ}{h} \right) = (944.01 - 591.5) \left(\frac{KJ}{Kg} \right) \bullet m_a \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

Despejando la masa de agua:

$$m_a = 54230 \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

D.2.2 Caldera recuperadora de calor

D.2.2.1 Balance de masa lado gas

$$m_{g.e} = m_{g.s}$$

D.2.2.2 Balance de masa lado agua

$$m_{a.e} = m_{a.s}$$

D.2.2.3 Balance de energía lado gas

$$Q = H_{g.e}(350^\circ C) - H_{g.s}(270^\circ C)$$

ANEXO D

Compuesto	% V	Kmol sale	He (MJ/h)	Hs (MJ/h)
SO ₃	11.97	843.37	-317174.81	-321994.81
SO ₂	0.43	30.02	-8479.39	-8603.34
O ₂	7.69	541.28	5401.78	3958.51
N ₂	79.91	5628.50	53937.71	39934.00
Total	100.00	7043.17	-266314.71	-286705.65
			Temp. Entrada	Temp. Salida
			350	270

Calor transferido por el gas $20390 \left(\frac{MJ}{h} \right)$

D.2.1.4 Balance de energía lado agua

$$Q = (H_{L,S}(222^\circ C) - H_a(220^\circ C, 37 \text{ Bar}) + \Delta H_v(222^\circ C) + H_{v,S}(222^\circ C) - H_{v,S}(261.69^\circ C)) \cdot m_{a2}$$

Reemplazando

$$20390940 \left(\frac{KJ}{h} \right) = (954 - 944 + 1848,6 + 2795,49 - 2801,4) \left(\frac{KJ}{Kg} \right) \cdot m_a \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

Despejando la masa de agua:

$$m_a = 11006 \left(\frac{Kg}{h} \right)$$

Finalmente, el balance de masa y energía para la propuesta número dos arroja el siguiente resultado:

ANEXO D

En base al diseño de las plantas de ácido es posible generar $33018 \left(\frac{Kg}{h} \right)$ de vapor saturado a 700 psia y calentar $129700 \left(\frac{Kg}{h} \right)$ la que podría ser proporcionada al domo de la caldera del horno flash.

Sin embargo la propuesta no es factible dado que la temperatura máxima del gas en operación no supera los $250^{\circ}C$.

D.3 Propuesta número 3.

En base a los datos de operación:

Datos de operación	
Equipo	Energía (KJ/h)
E202	17495076
E204	9142931
E206	12656588

Equipos a reemplazar en propuesta:

Equipo existente	Equipo nuevo
E206 (IV)	IC206 (IV)
E202 (II)	C202 (II)
E202 (III)	C202 (III)
E202 (IV)	C202 (IV)
E204 (II)	C204 (II)
E204 (III)	C204 (III)
E204 (IV)	C204 (IV)

D.3.1 Balance de energía en economizador IC206 (IV), considerando un 95% de eficiencia en la transferencia de energía.

ANEXO D

$$Q_{E206} = m_{agua} \cdot \int_{TE}^{TS} C_{p_{agua}} \cdot dT$$

Reemplazando

$$12656588 = m_{agua} \cdot \int_{140}^{210} 4.18 \cdot dT$$

Despejando

$$m_{agua,IC206} = 41053 \left(\frac{kg}{h} \right)$$

D.3.2 Balance de energía a caldera C202, considerando un 95% de eficiencia en la transferencia de energía.

$$Q_{E202} = m_{agua,C202} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{agua}} \cdot dT + \Delta H_V + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{vapor}} \cdot dT \right)$$

Reemplazando

$$17495076 = m_{agua,C202} \cdot \left(\int_{210}^{212} 4.18 \cdot dT + 1930.7 + \int_{212}^{261.69} 1.865 \cdot dT \right)$$

ANEXO D

Despejando

$$m_{agua,C202} = 8180 \left(\frac{kg}{h} \right)$$

D.3.2 Balance de energía a caldera C202, considerando un 95% de eficiencia en la transferencia de energía.

$$Q_{E204} = m_{agua,C204} \cdot \left(\int_{TE}^{TLS} C_{p_{agua}} \cdot dT + \Delta H_V + \int_{TLS}^{TVS} C_{p_{vapor}} \cdot dT \right)$$

Reemplazando

$$9142930 = m_{agua,C204} \cdot \left(\int_{210}^{212} 4.18 \cdot dT + 1930.7 + \int_{212}^{261.69} 1.865 \cdot dT \right)$$

Despejando

$$m_{agua,C204} = 4275 \left(\frac{kg}{h} \right)$$

Total vapor a producir:

$$m_{VAPOR} = m_{agua,C202} \cdot 3 + m_{agua,C204} \cdot 3$$

Reemplazando datos obtenidos

ANEXO D

$$m_{VAPOR} \cong 37800 \left(\frac{kg}{h} \right)$$

Finalmente se pueden producir $37800 \left(\frac{kg}{h} \right)$ y precalentar $3653 \left(\frac{kg}{h} \right)$ que podrían ser enviados al domo de la caldera del horno flash.

ANEXO E

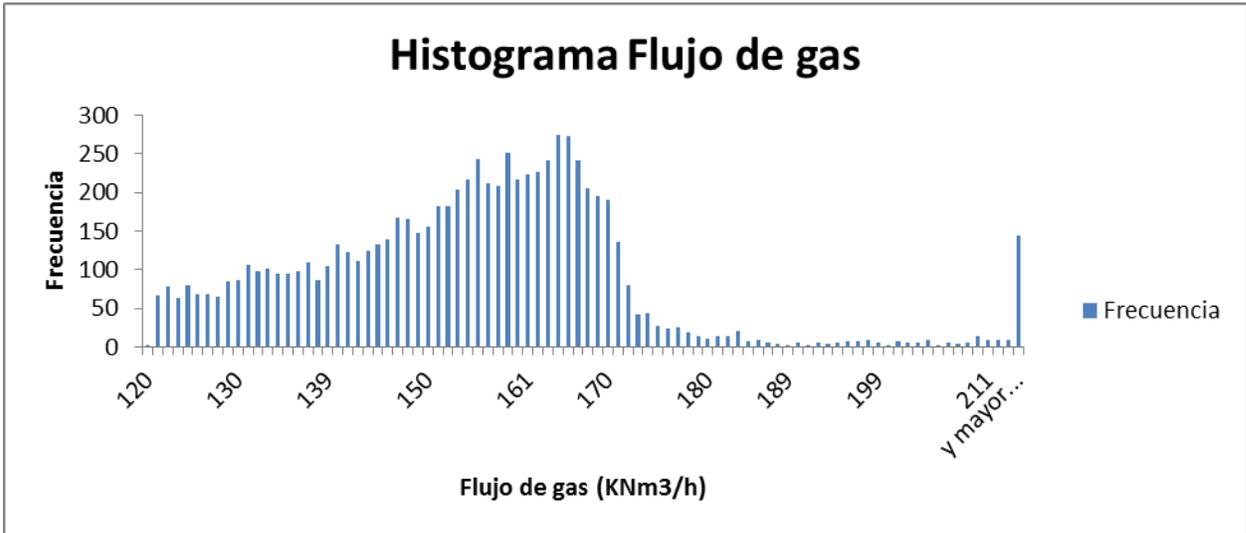
Anexo E

Histogramas para datos de operación en plantas de ácido

ANEXO E

E.1 Datos operacionales de plantas de ácido.

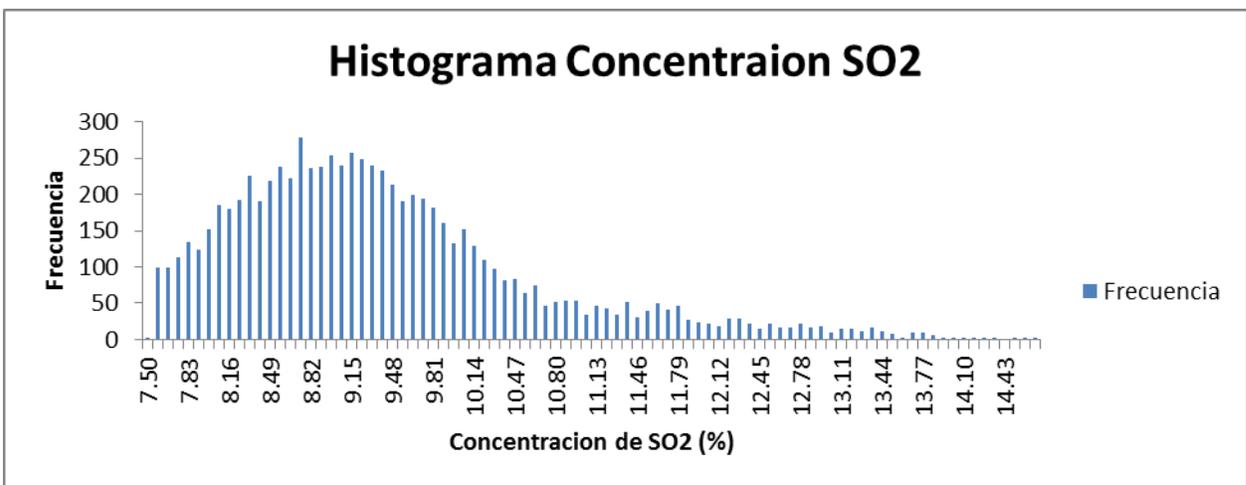
E.1.1 Histograma flujo de gas



Promedio: $154.1 \text{ (KNm}^3/\text{h)}$

Desviación estándar: $17.4 \text{ (KNm}^3/\text{h)}$

E.1.2 Histograma Concentración de gas

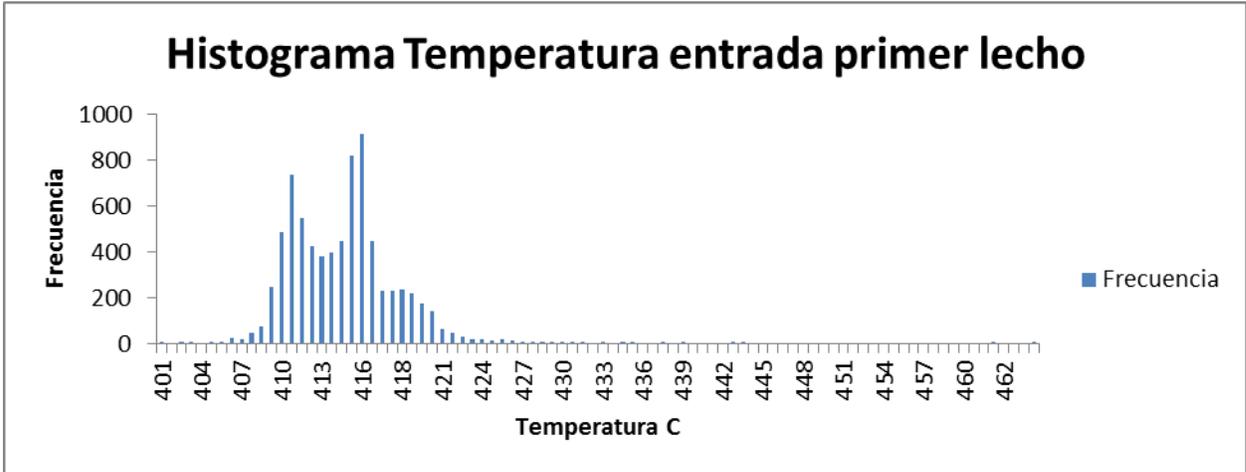


Promedio: 9.2%

ANEXO E

Desviación estándar: 1.2%

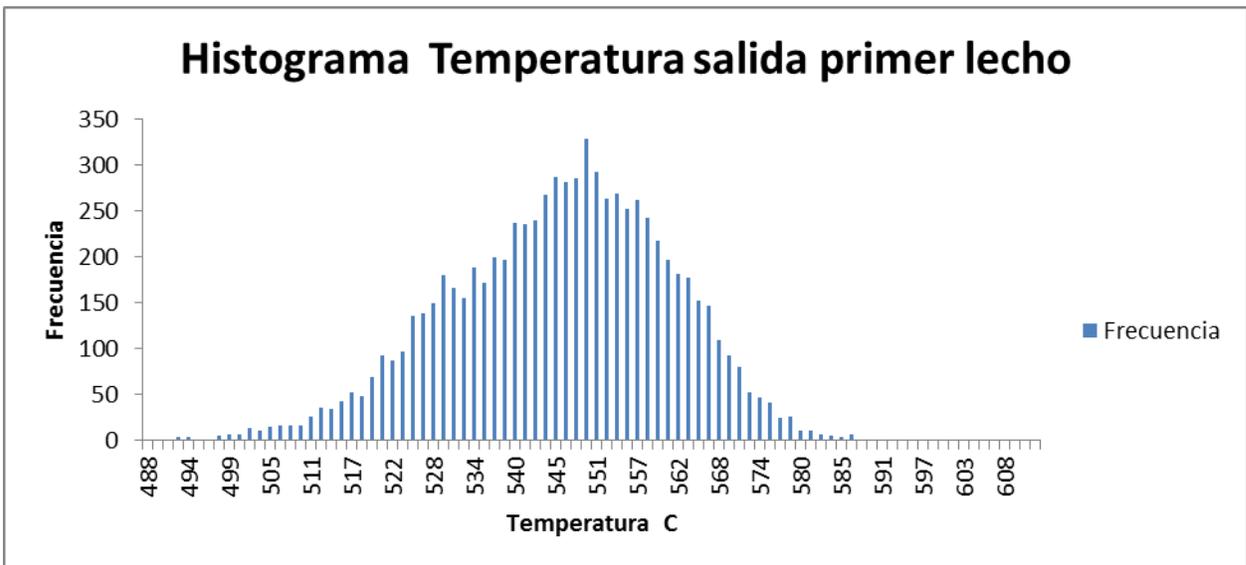
E.1.3 Histograma temperatura entrada primer lecho



Promedio: 413.7°C

Desviación estándar: 3.8°C

E.1.4 Histograma temperatura salida primer lecho

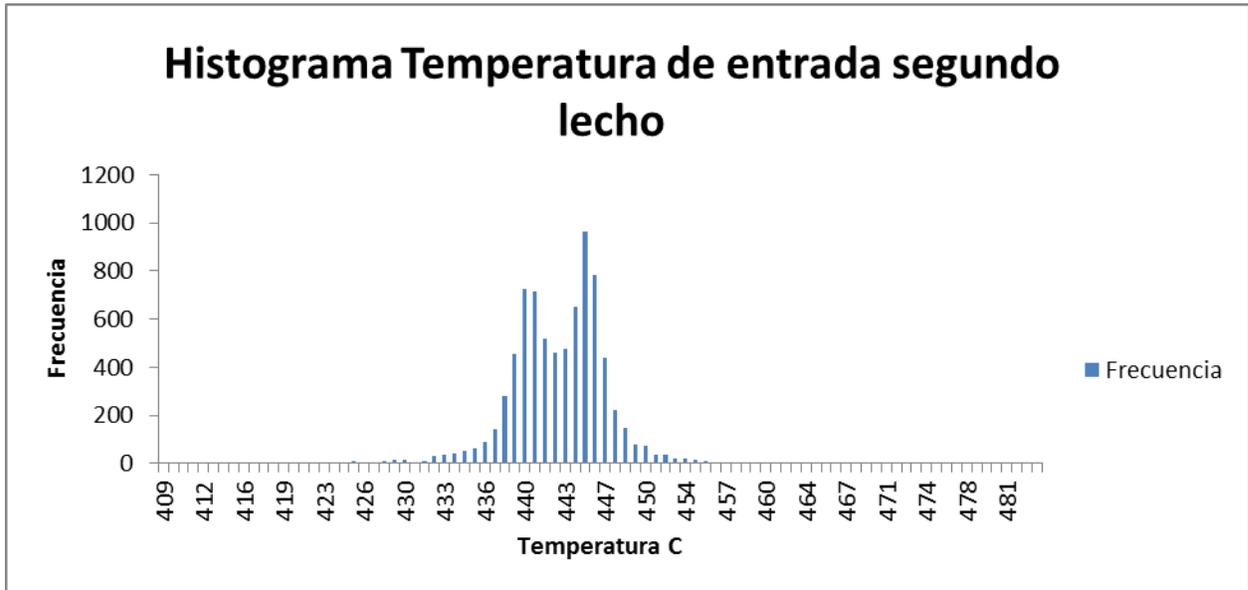


Promedio: 545.2°C

Desviación estándar: 15.4°C

ANEXO E

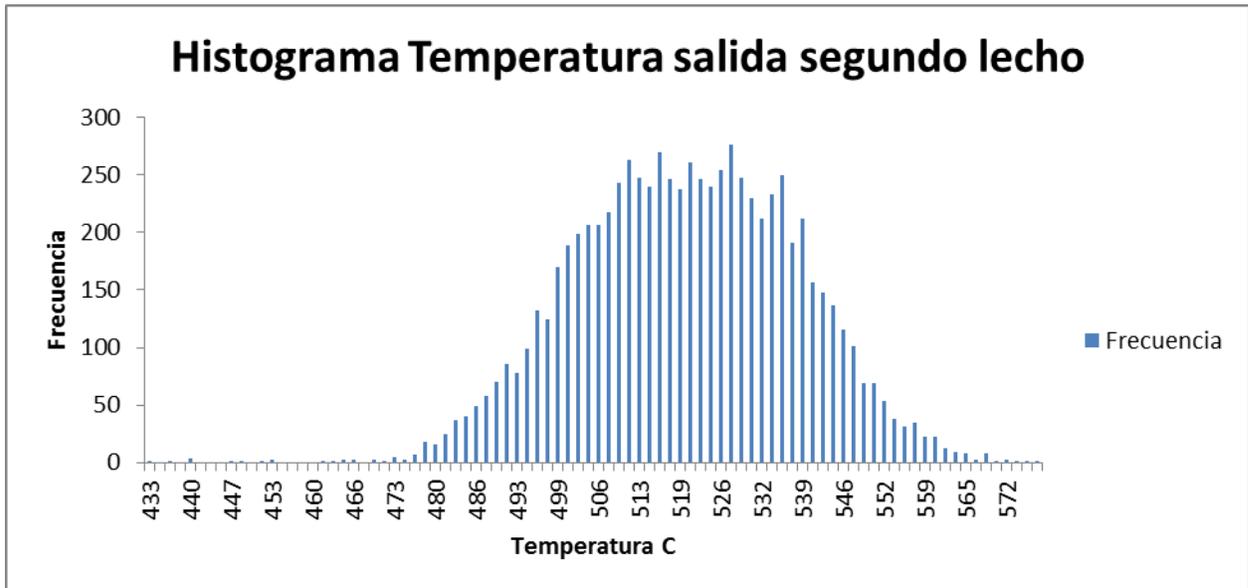
E.1.5 Histograma temperatura entrada segundo lecho



Promedio: 442.4°C

Desviación estándar: 4.2°C

E.1.6 Histograma temperatura salida segundo lecho

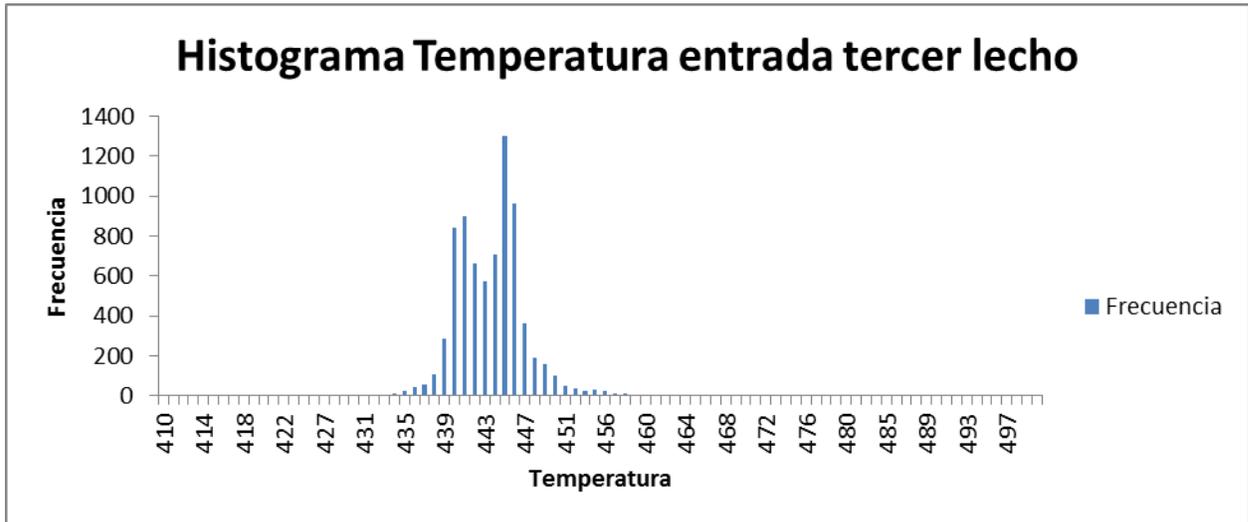


Promedio: 519.2°C

Desviación estándar: 17.9°C

ANEXO E

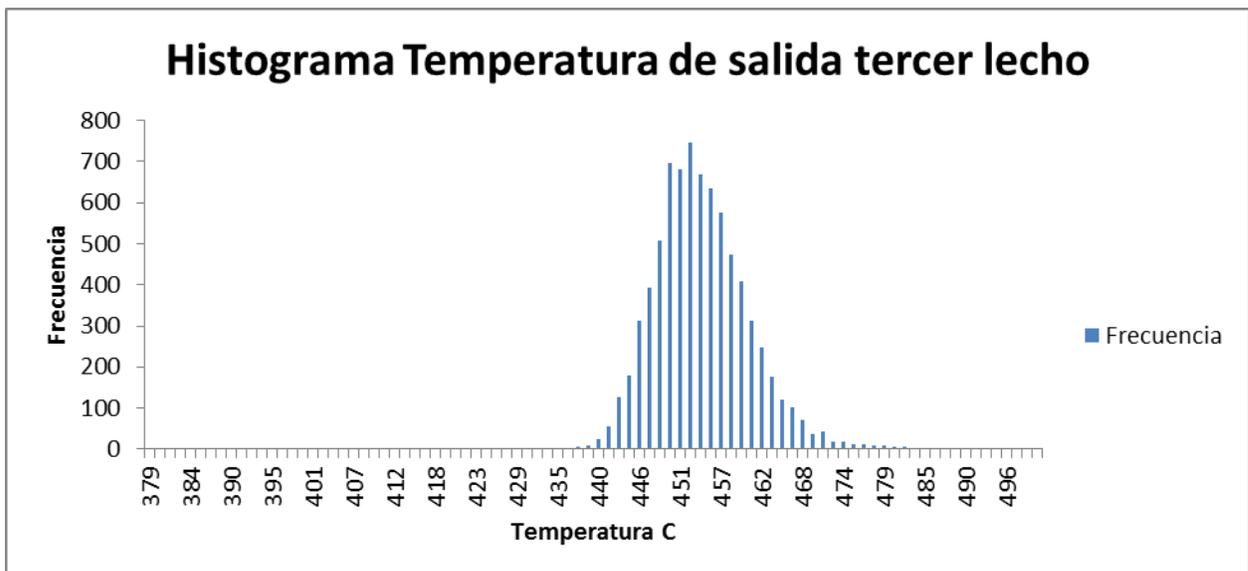
E.1.7 Histograma temperatura entrada tercer lecho



Promedio: 443.4°C

Desviación estándar: 3.7°C

E.1.8 Histograma temperatura entrada tercer lecho

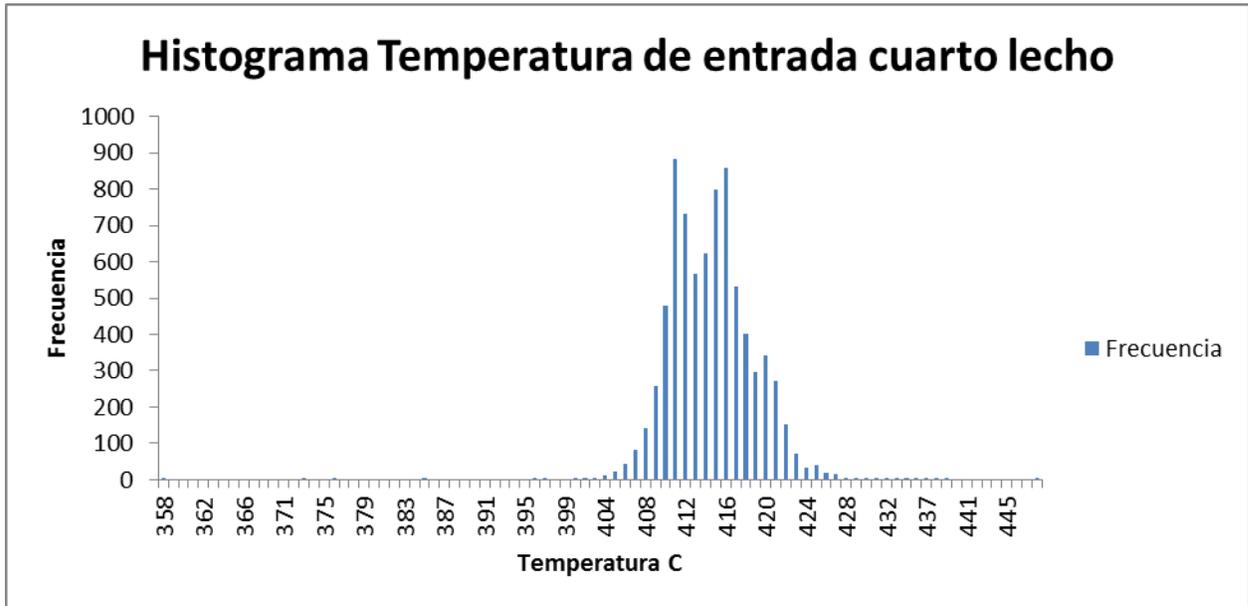


Promedio: 453.5°C

Desviación estándar: 6.7°C

ANEXO E

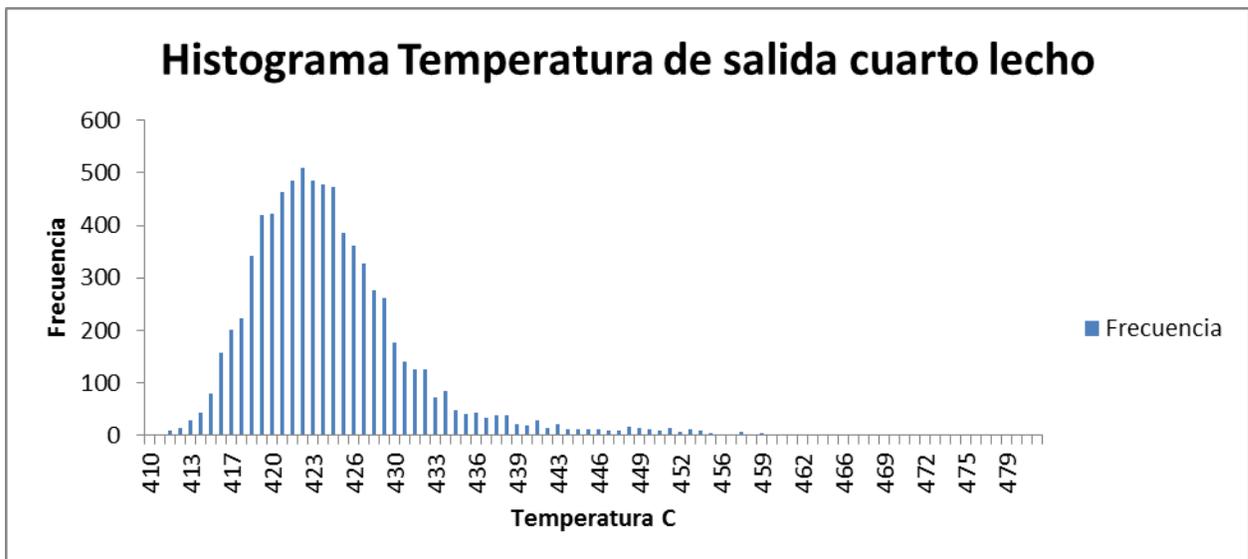
E.1.9 Histograma temperatura entrada cuarto lecho



Promedio: 413.9°C

Desviación estándar: 4.3°C

E.1.10 Histograma temperatura salida cuarto lecho

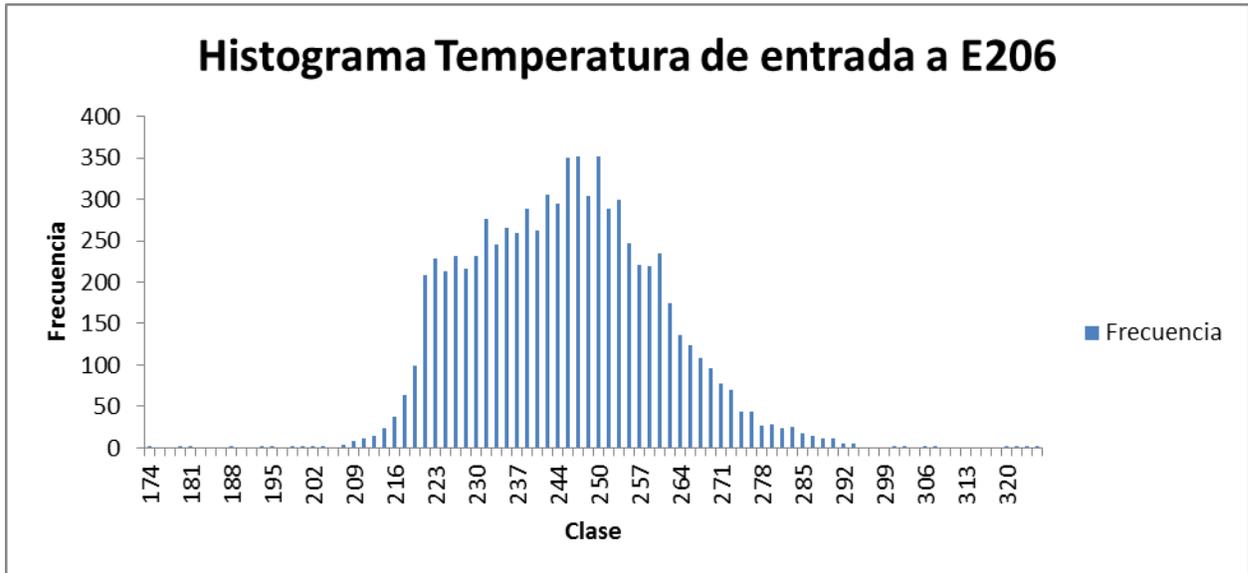


Promedio: 424.2°C

Desviación estándar: 6.8°C

ANEXO E

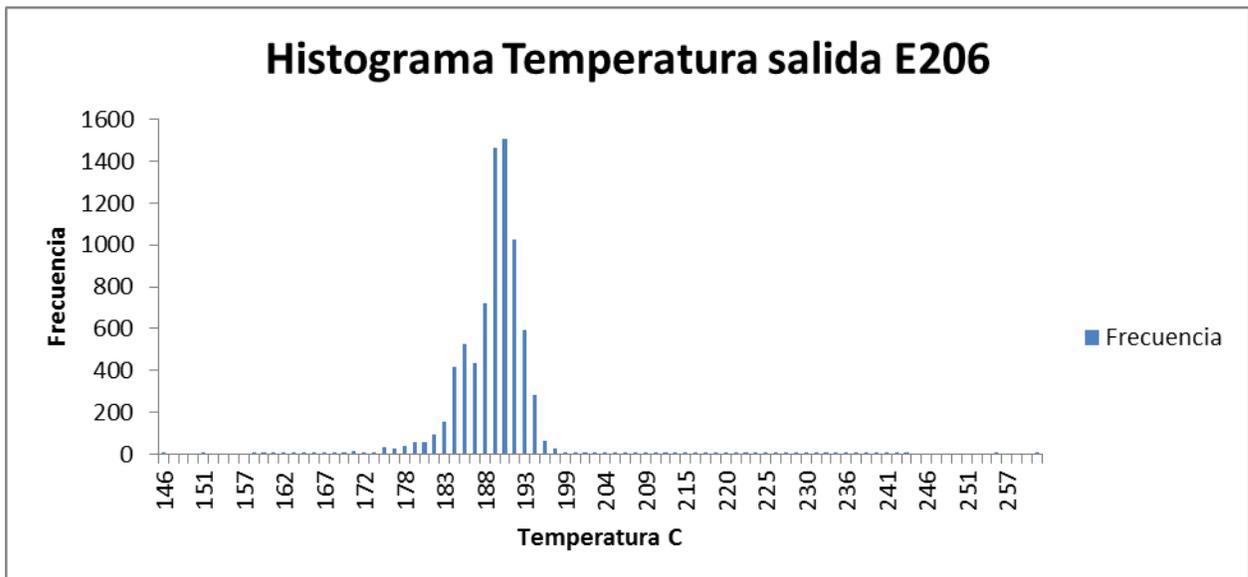
E.1.11 Histograma temperatura entrada intercambiador de calor E206



Promedio: 243.8°C

Desviación estándar: 15.7°C

E.1.12 Histograma temperatura salida intercambiador de calor E206



Promedio: 189°C

Desviación estándar: 5.9°C

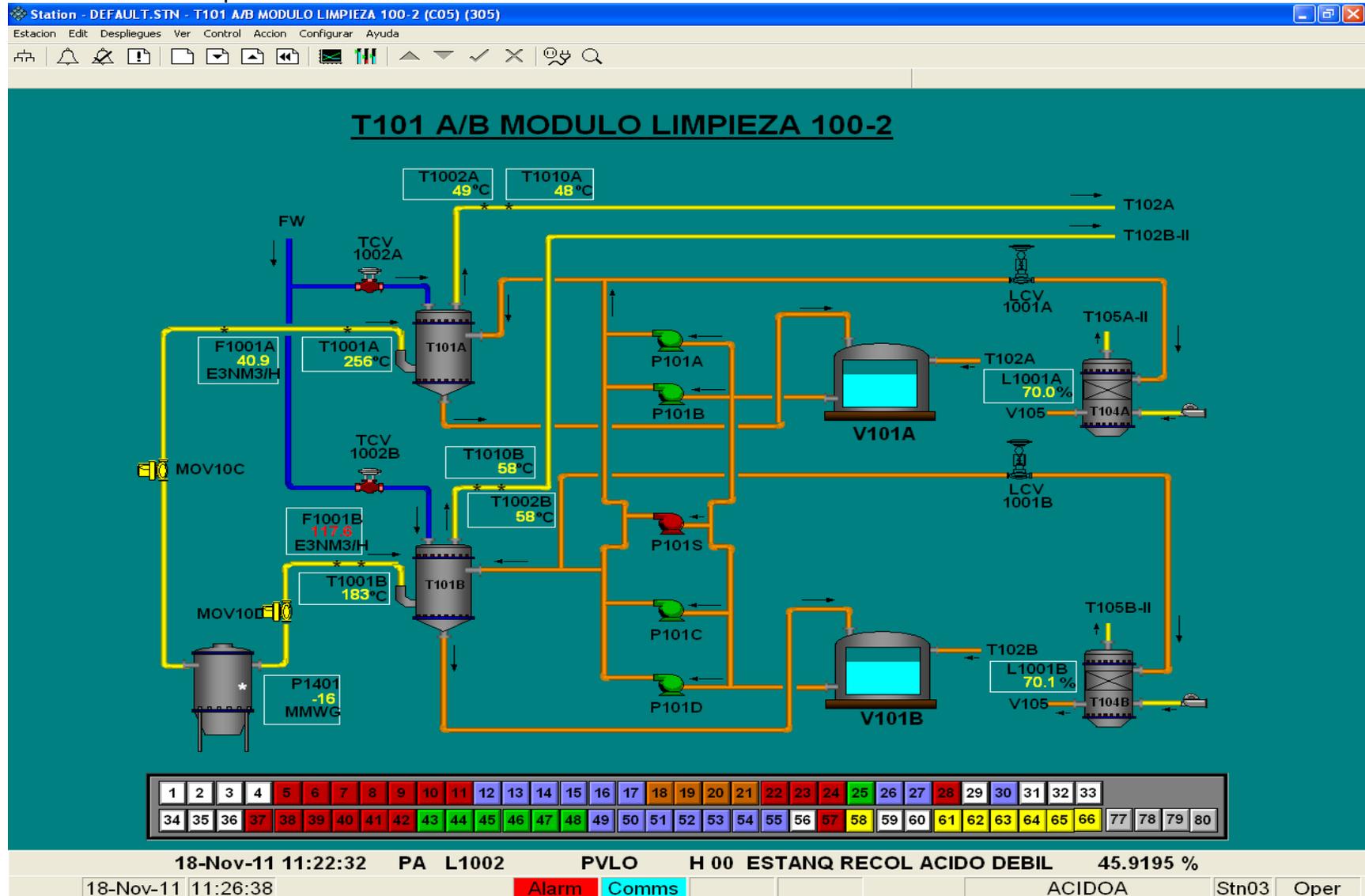
ANEXO F

Anexo F

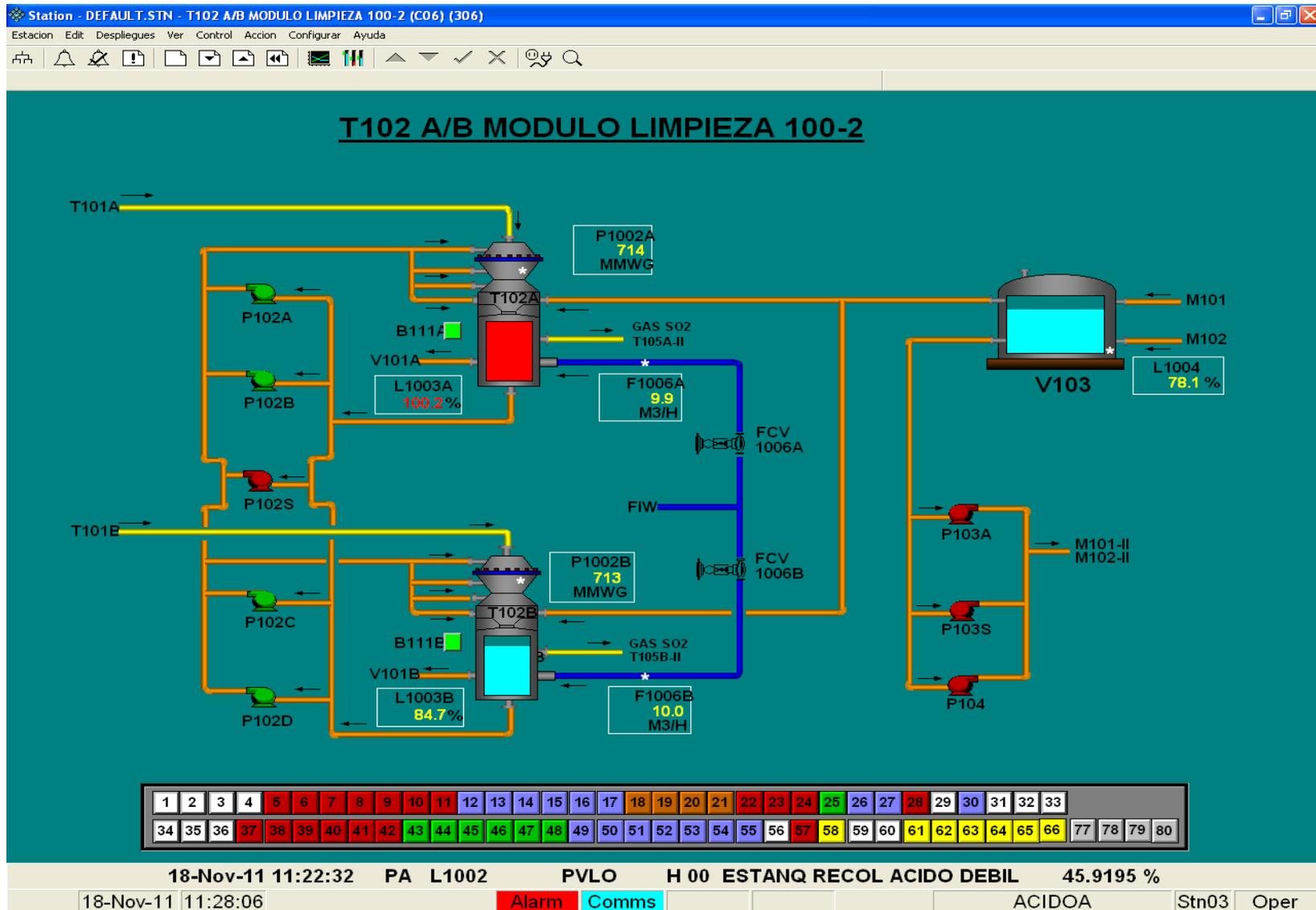
Captura de pantallas en consola de operación, plantas de ácido Codelco Chuquicamata.

ANEXO F

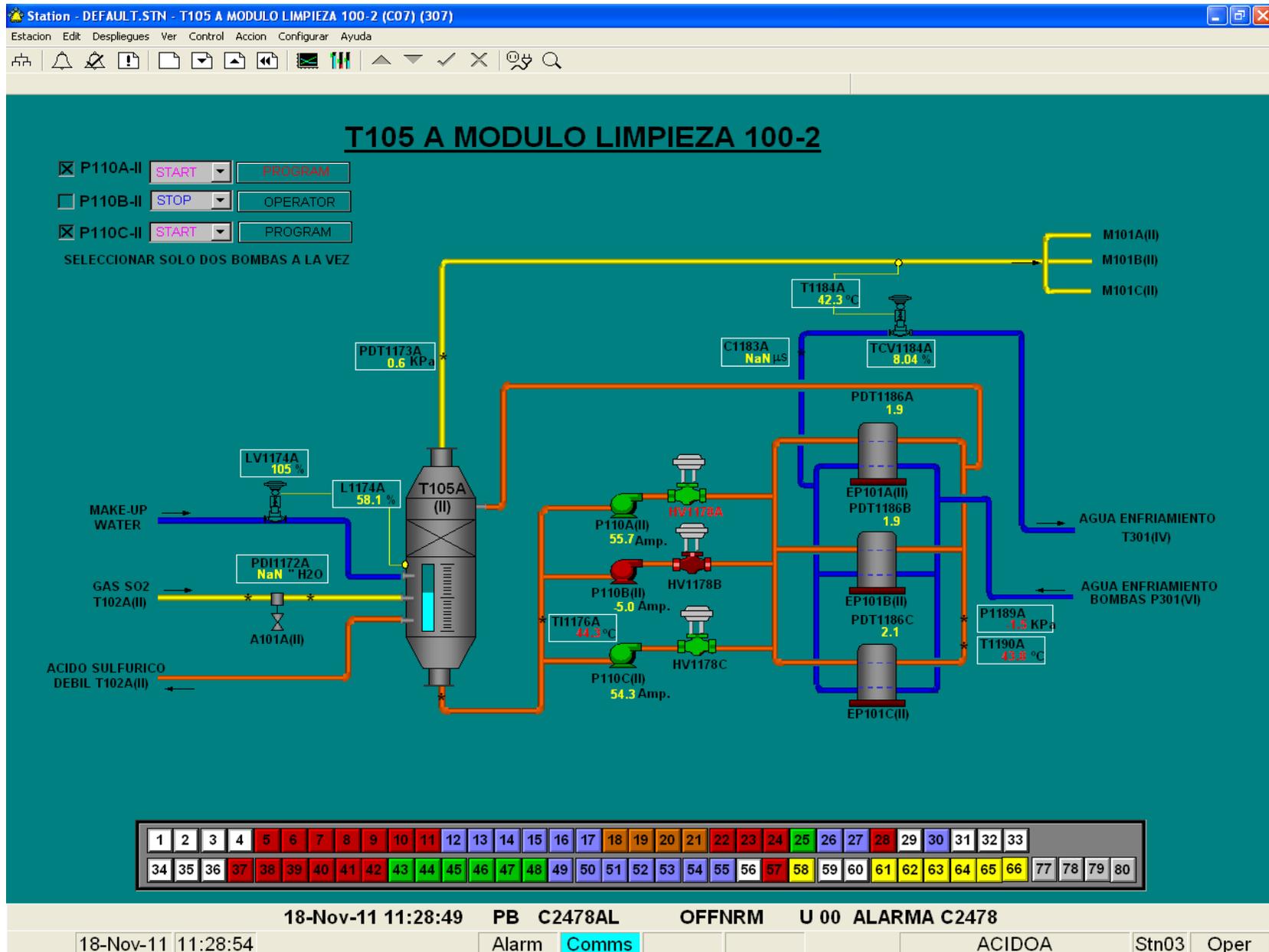
F.1 Sección de Limpieza



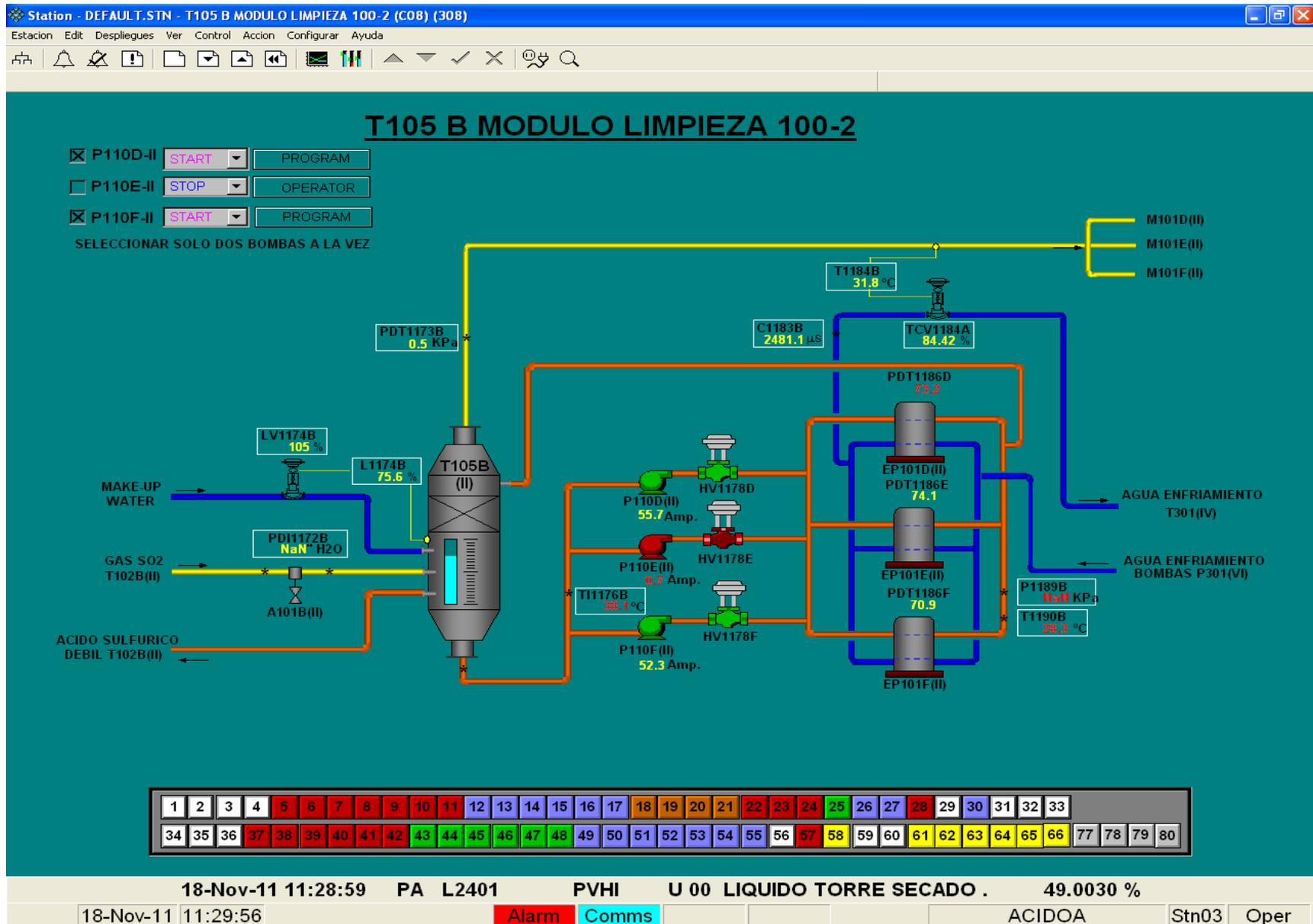
ANEXO F



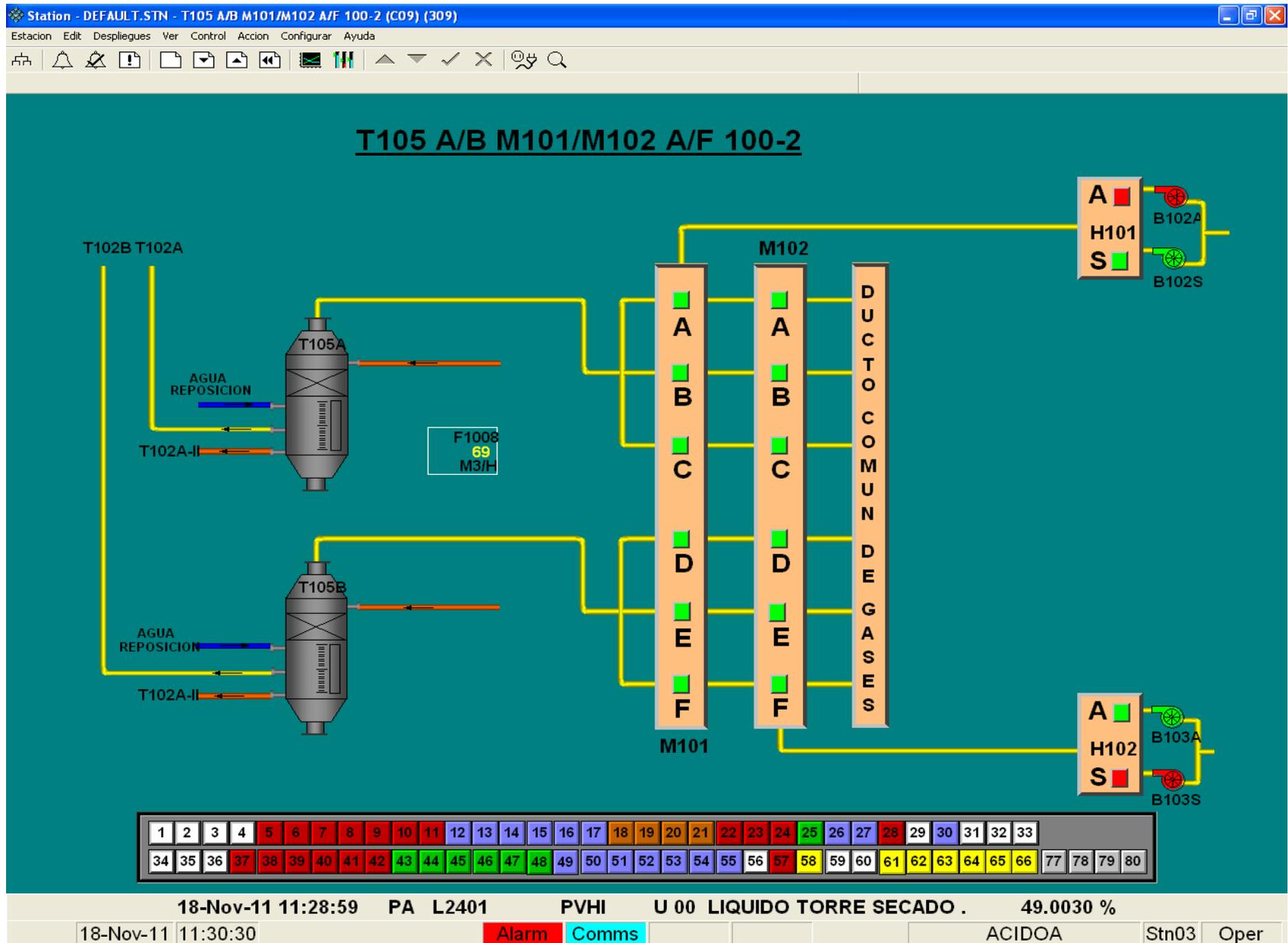
ANEXO F



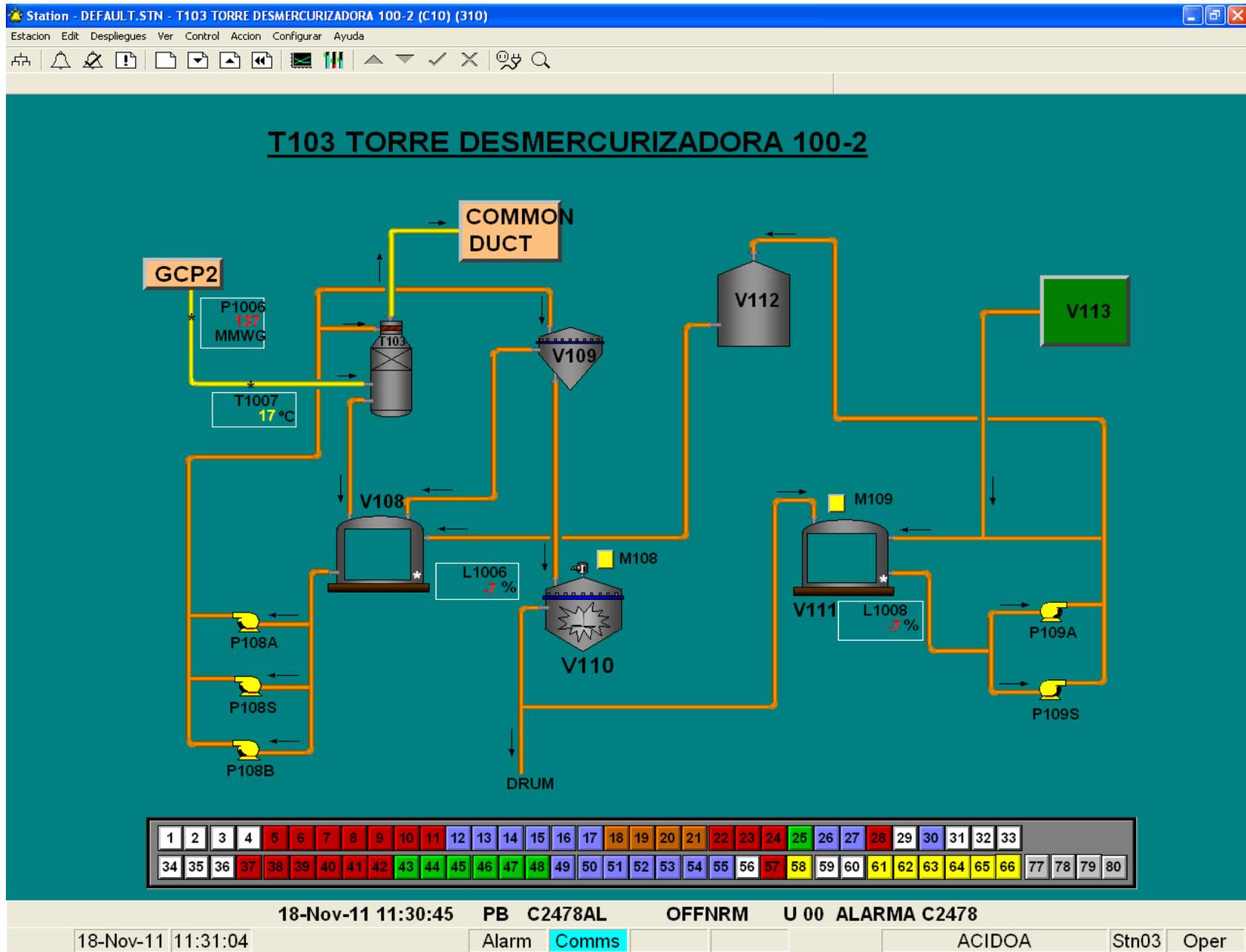
ANEXO F



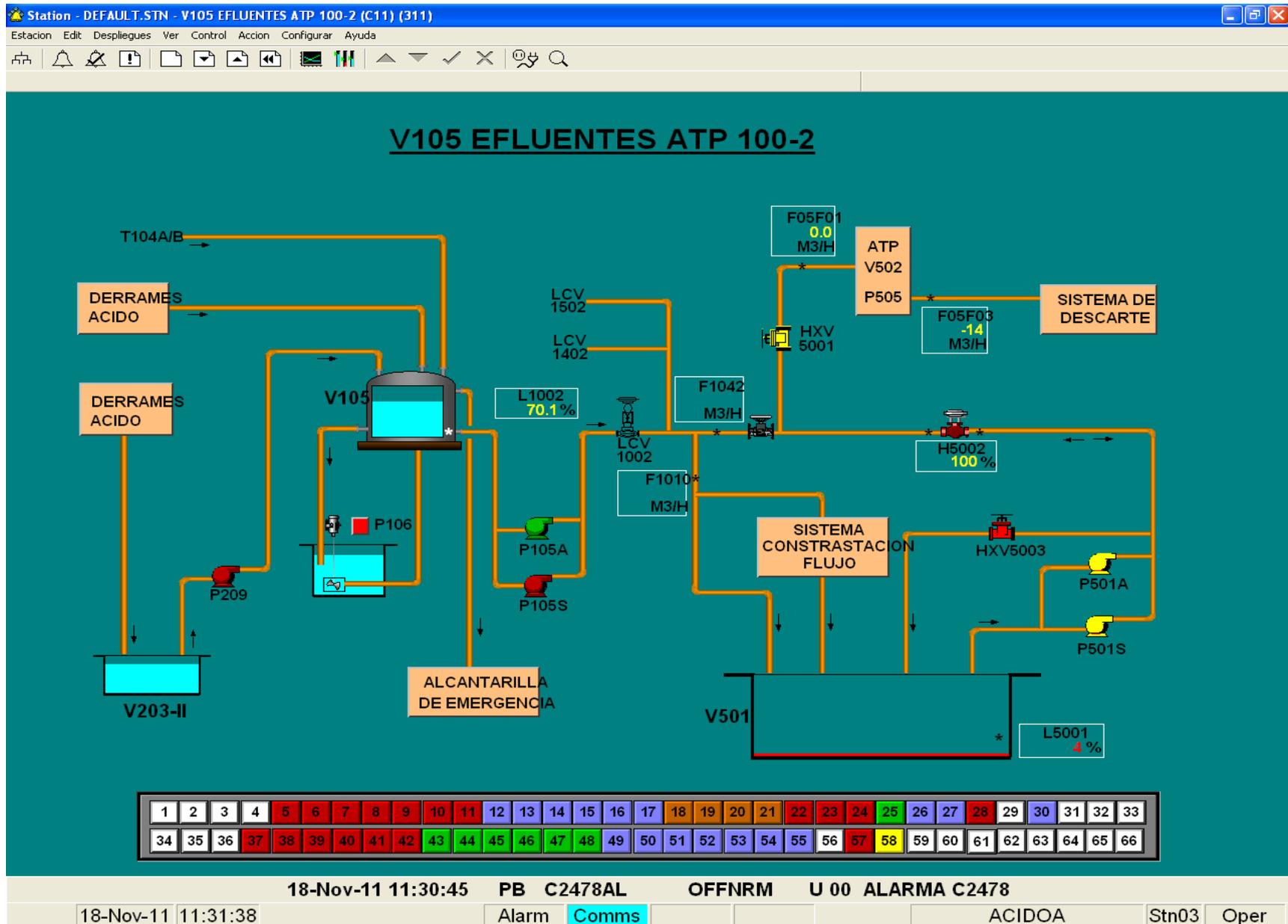
ANEXO F



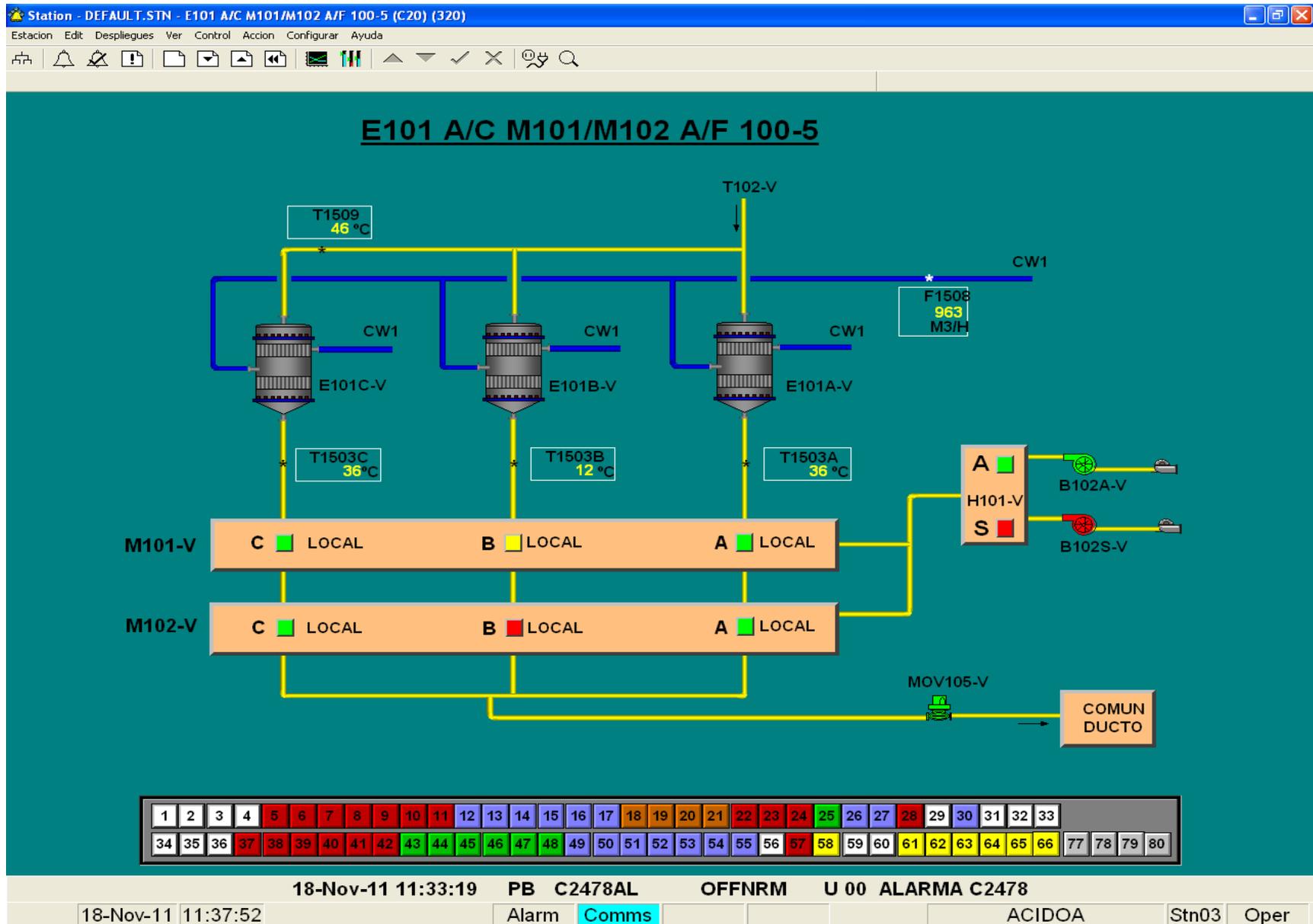
ANEXO F



ANEXO F

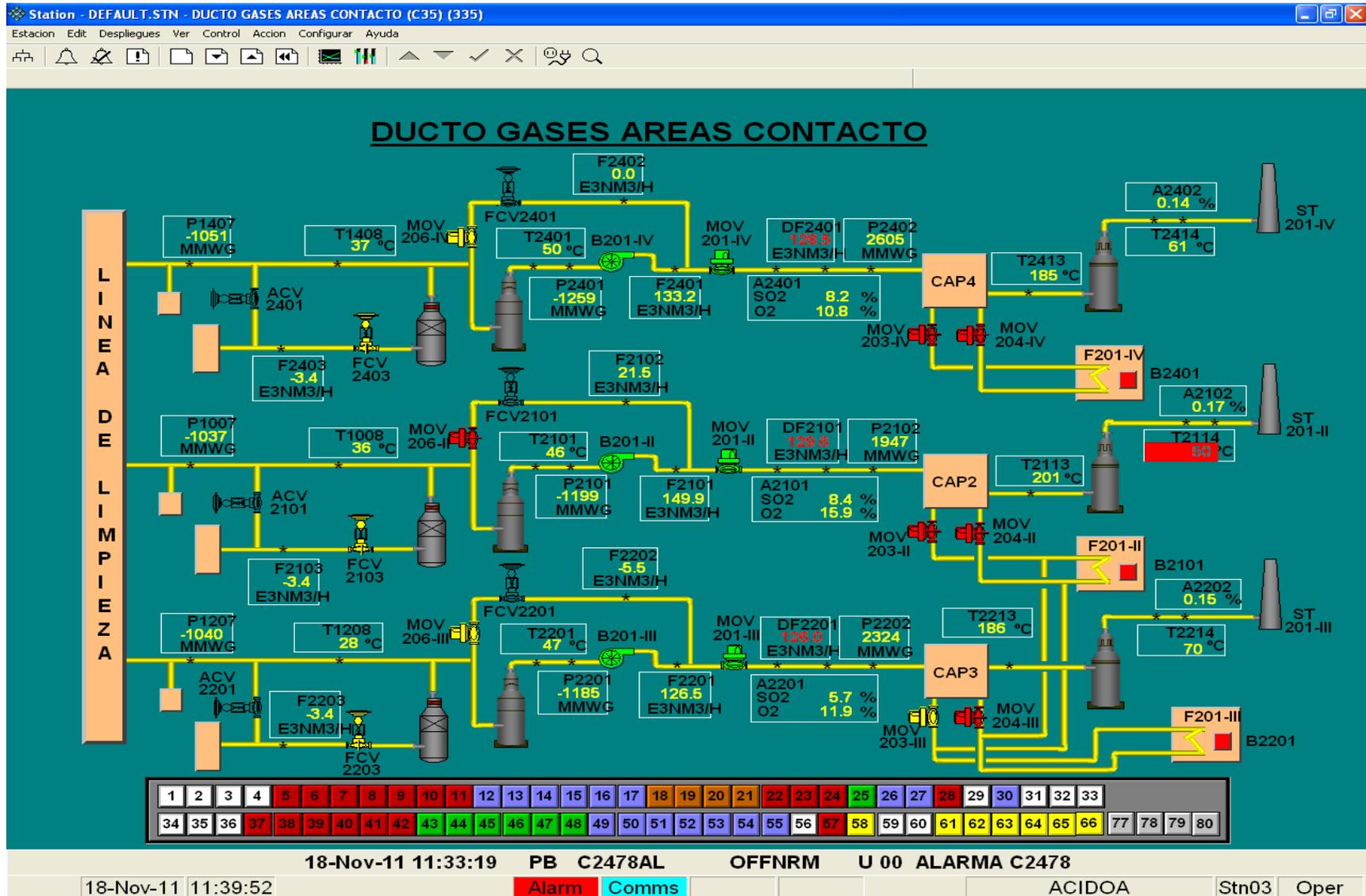


ANEXO F

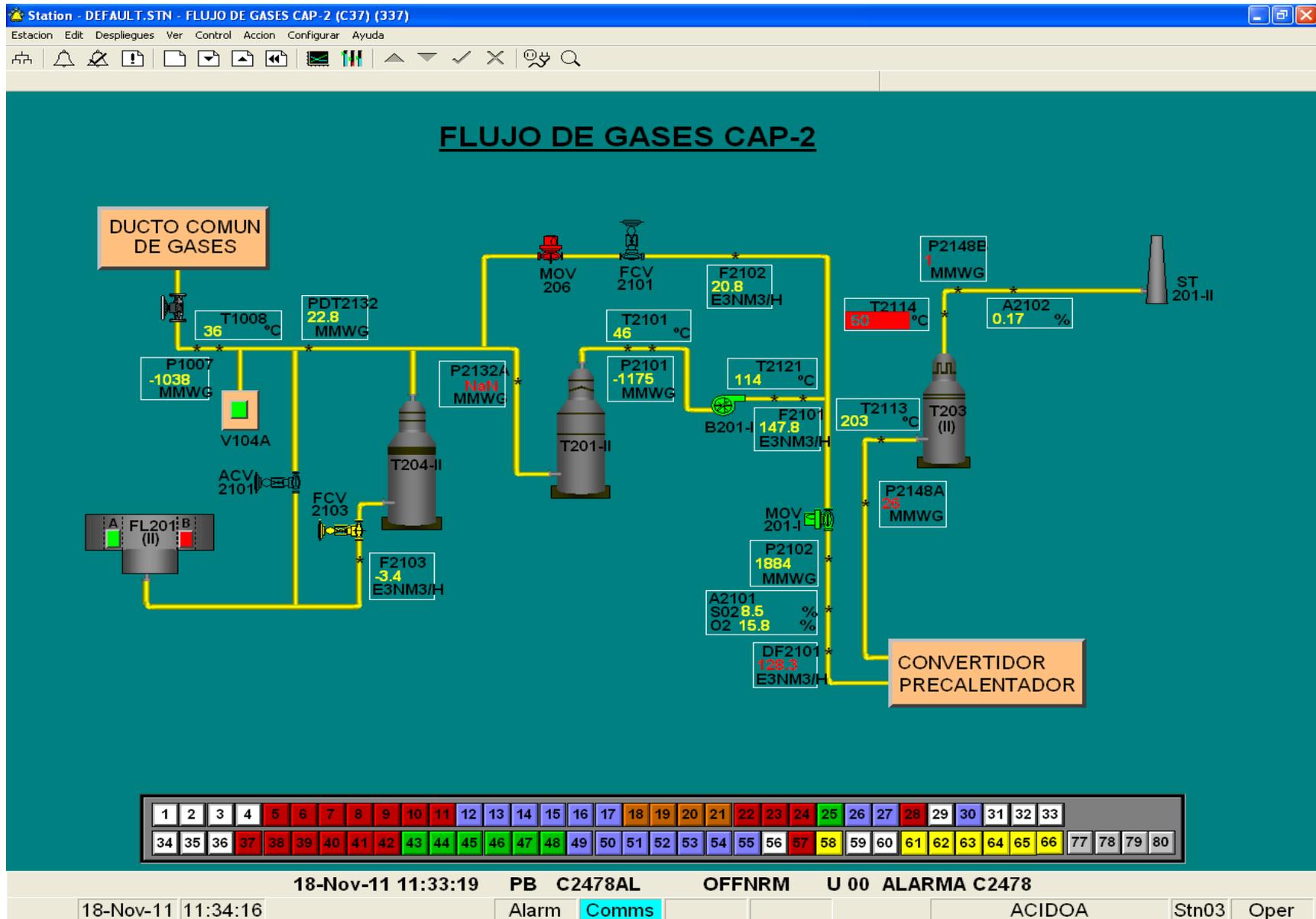


ANEXO F

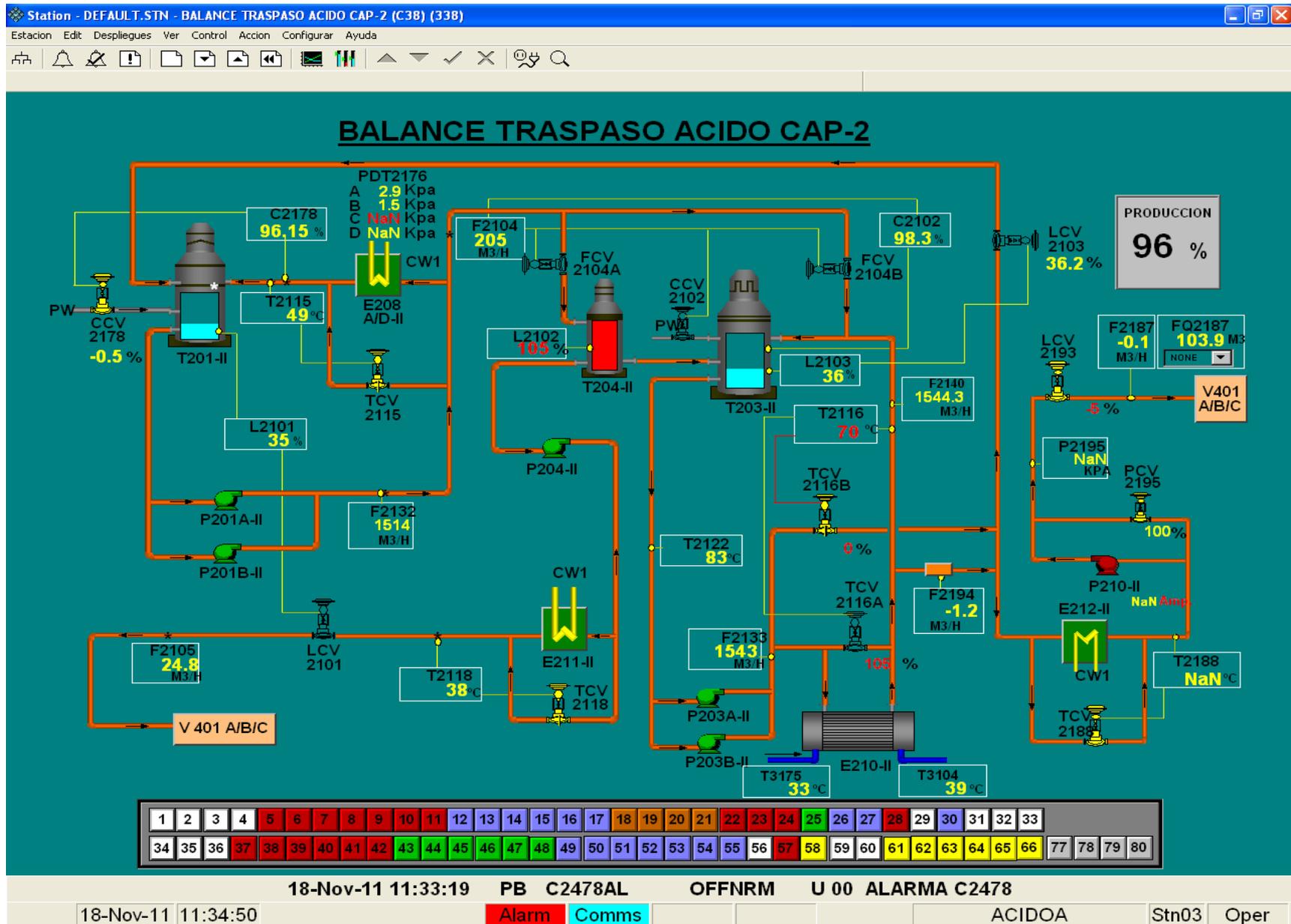
F.2 Sección de contacto



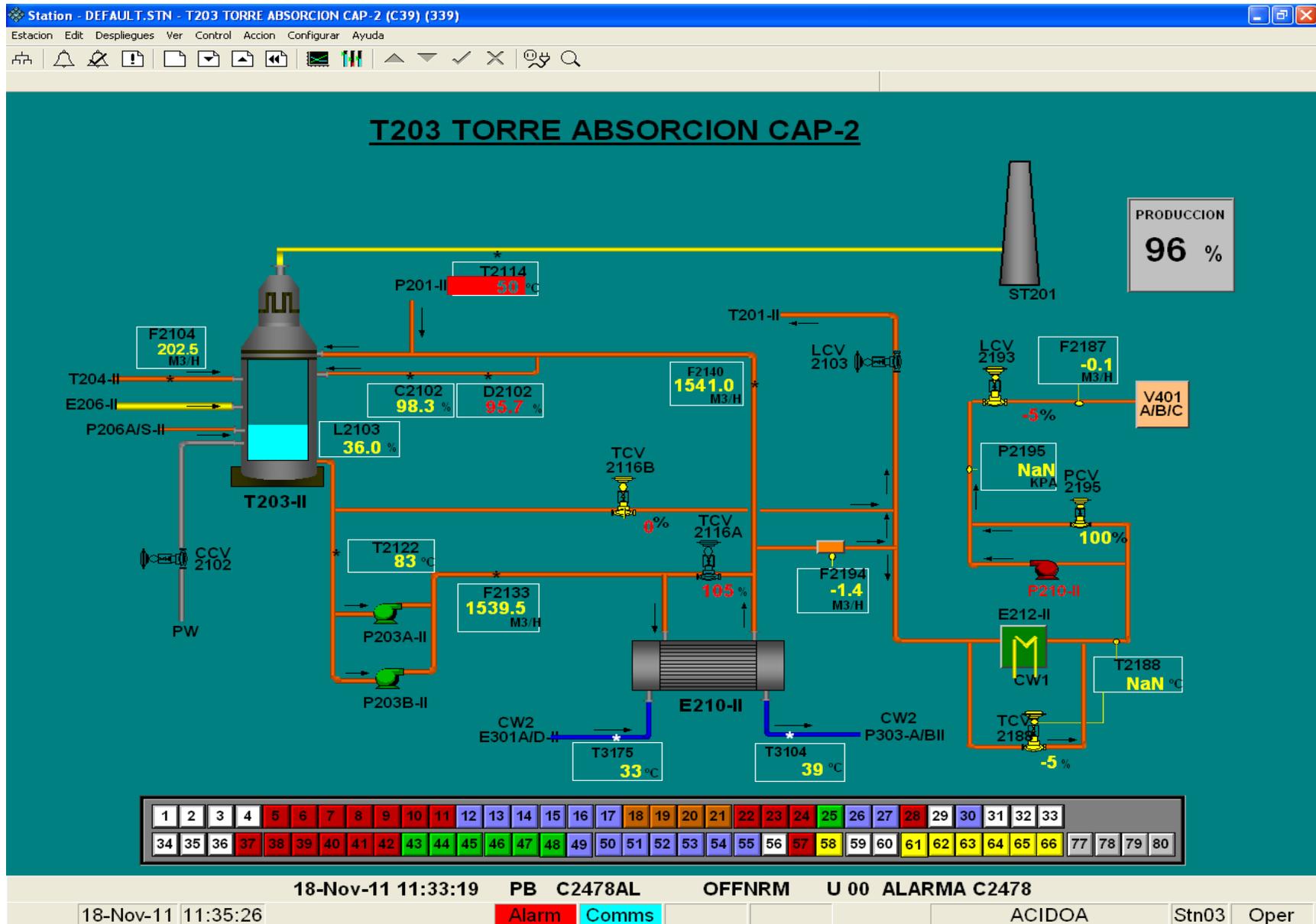
ANEXO F



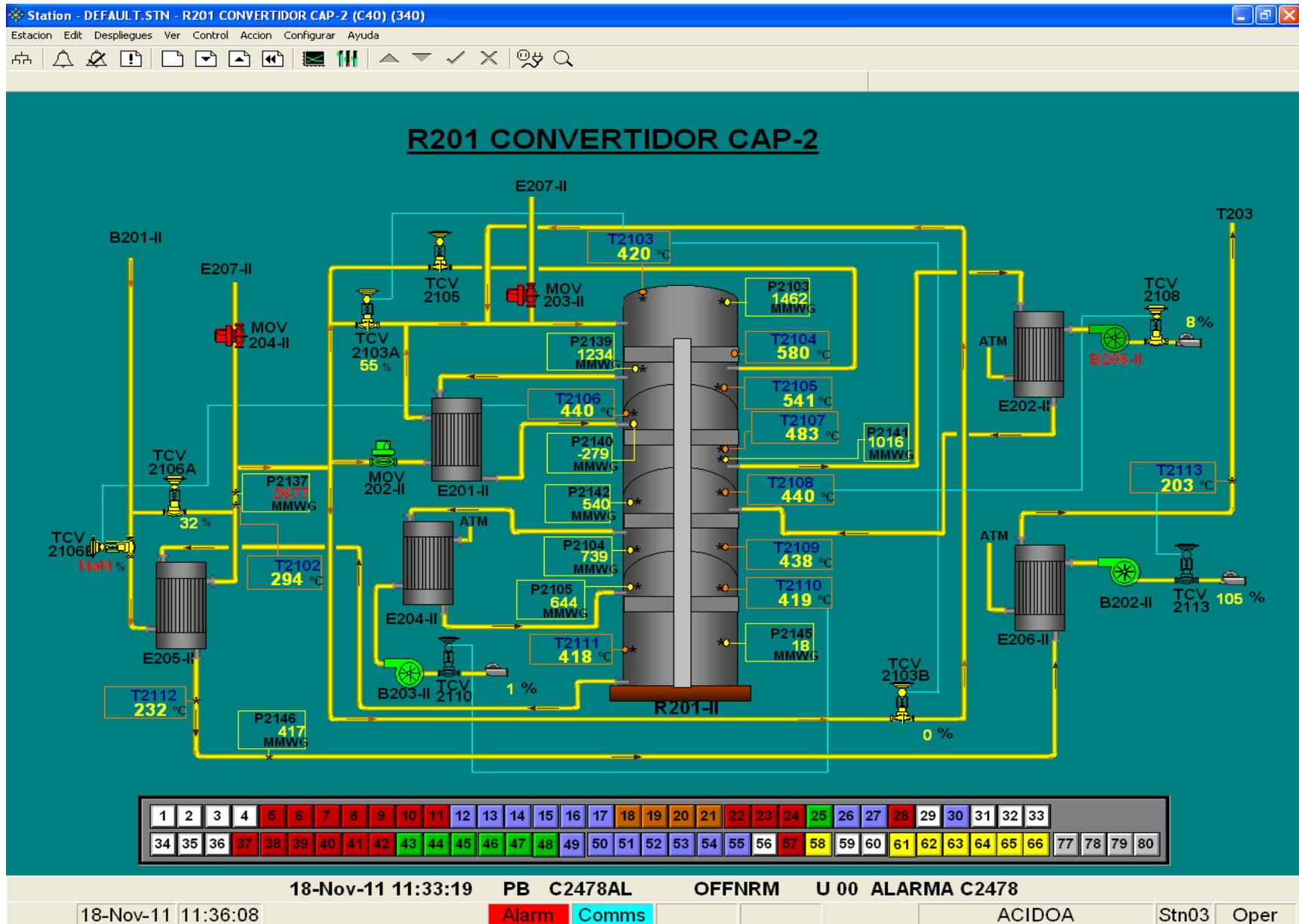
ANEXO F



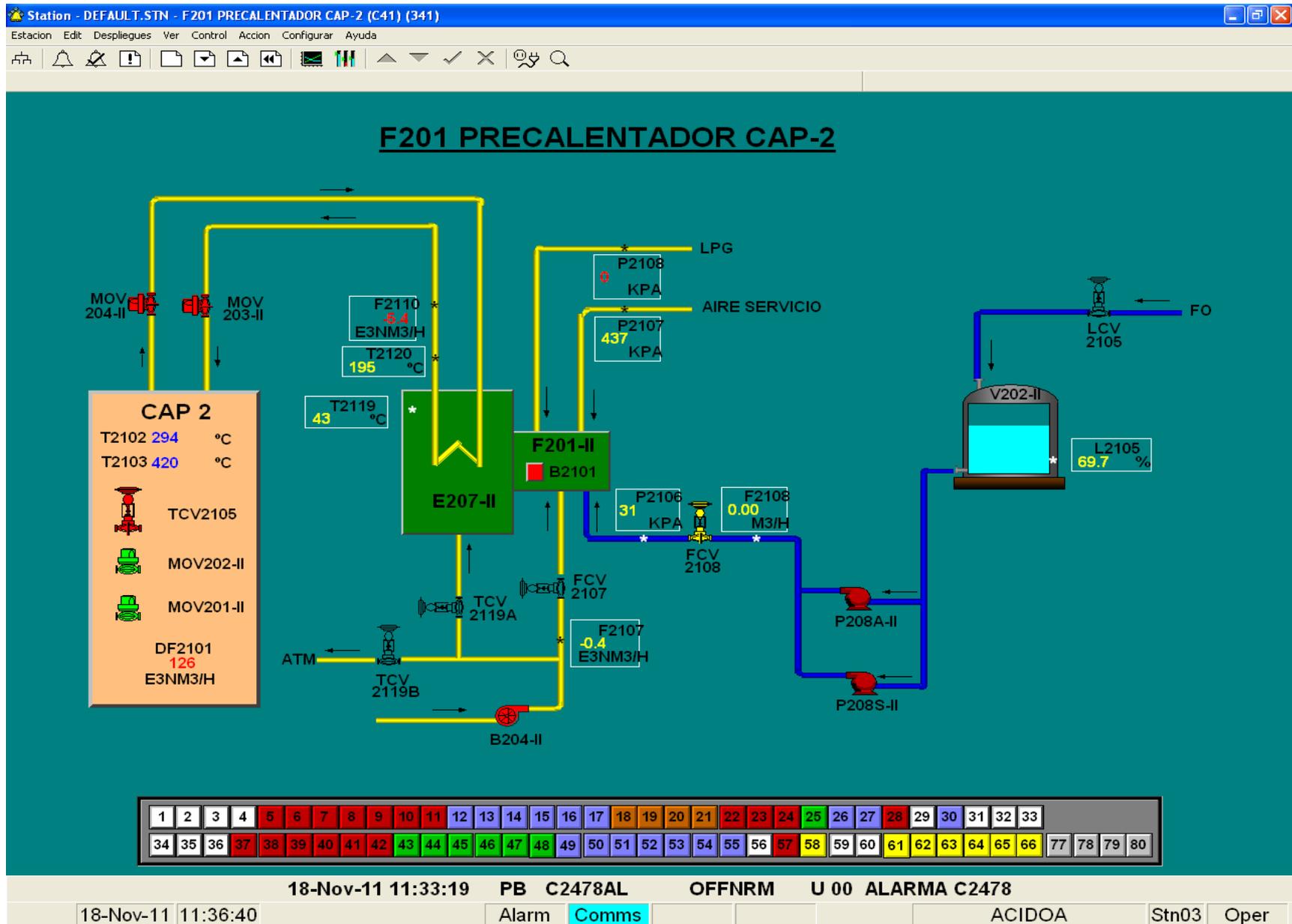
ANEXO F



ANEXO F

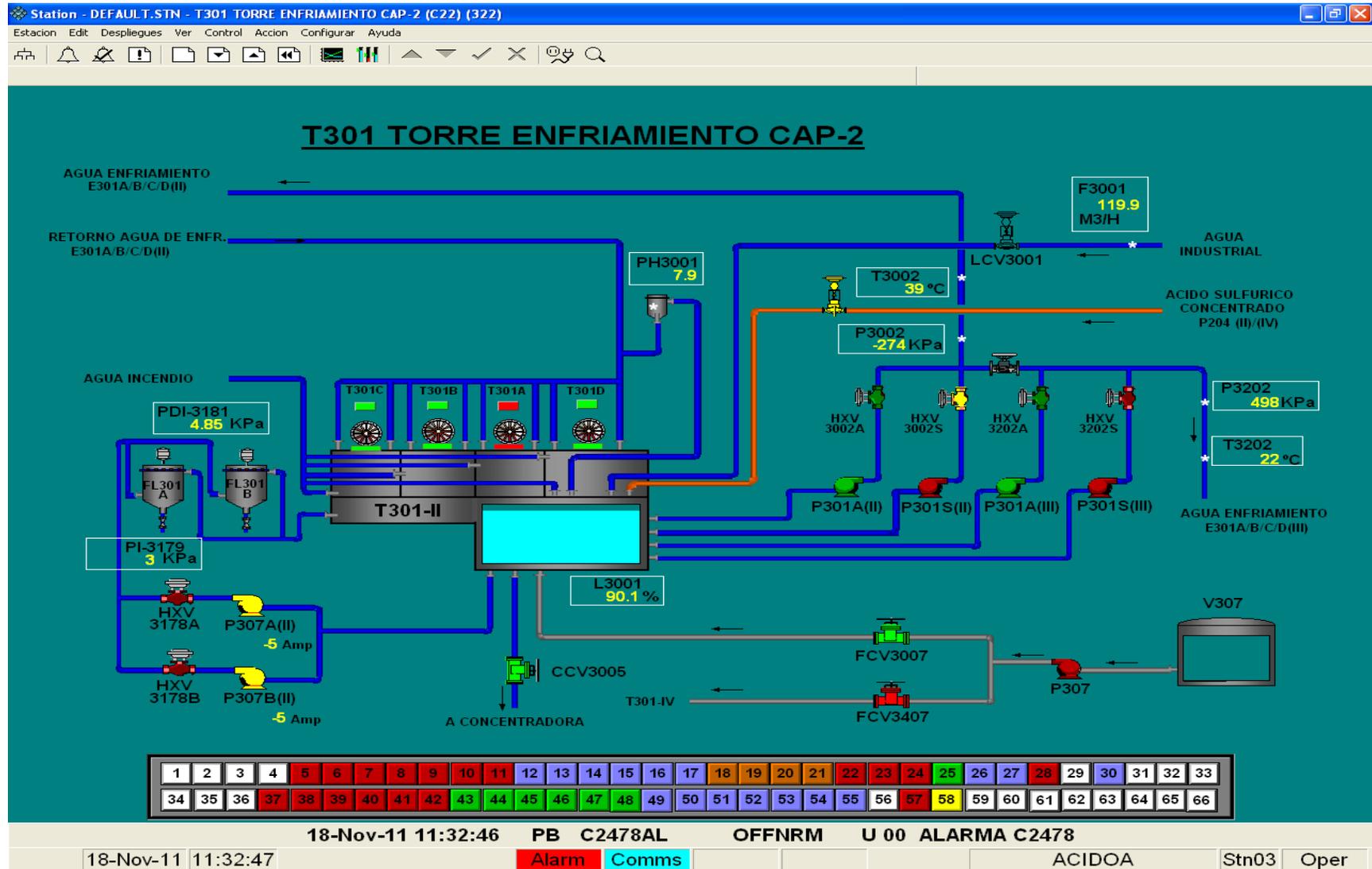


ANEXO F

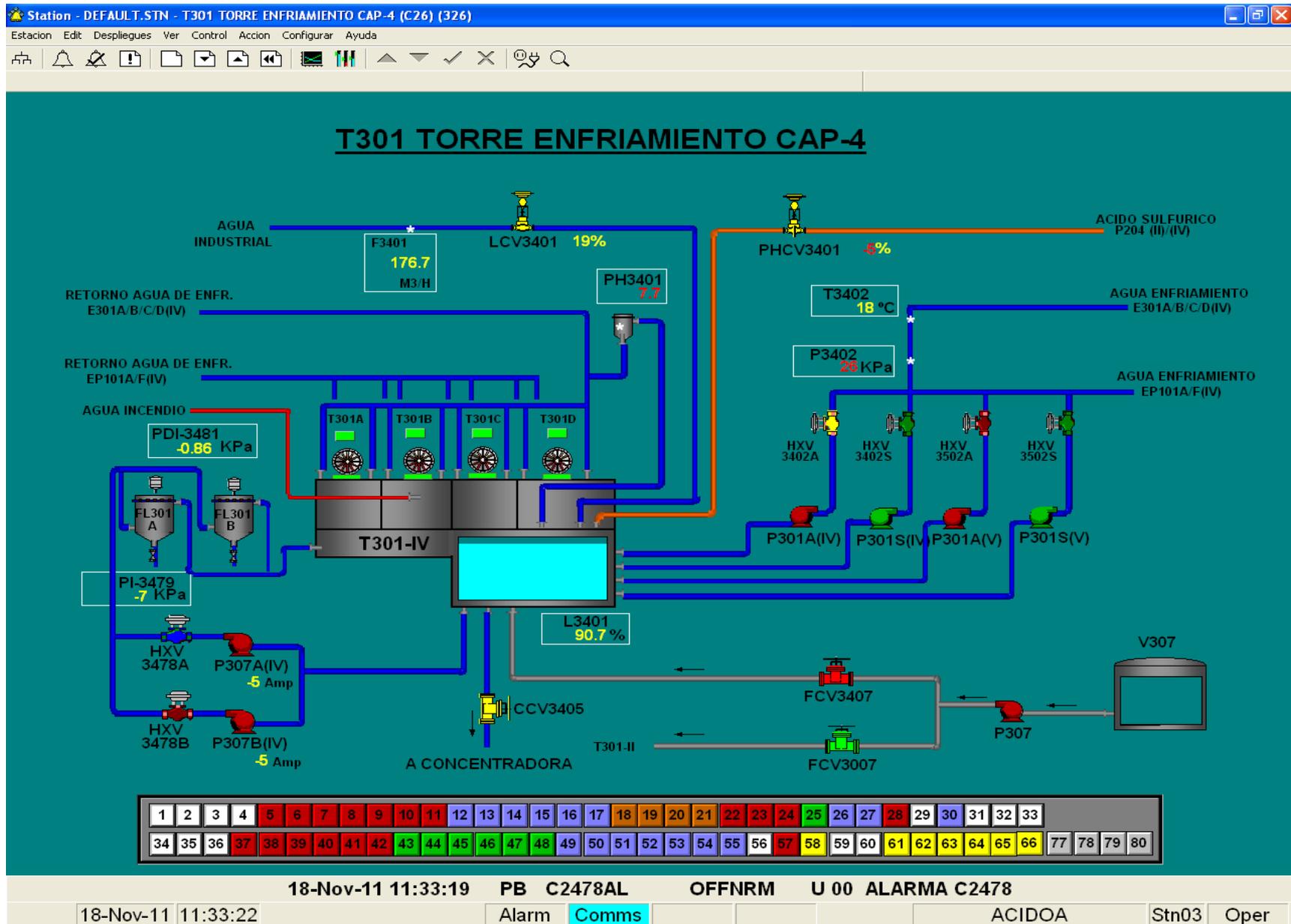


ANEXO F

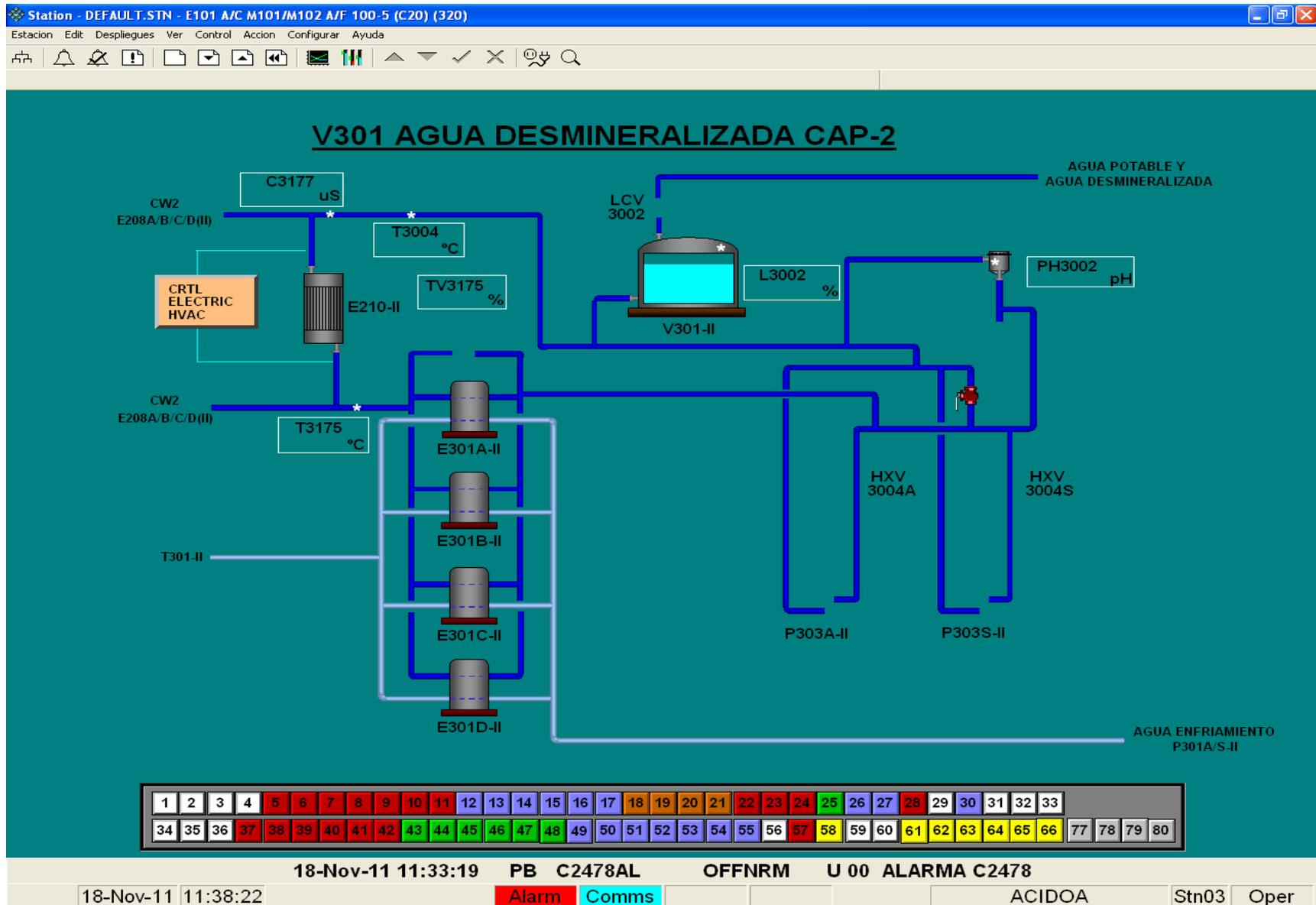
F.3 Sistema de enfriamiento



ANEXO F

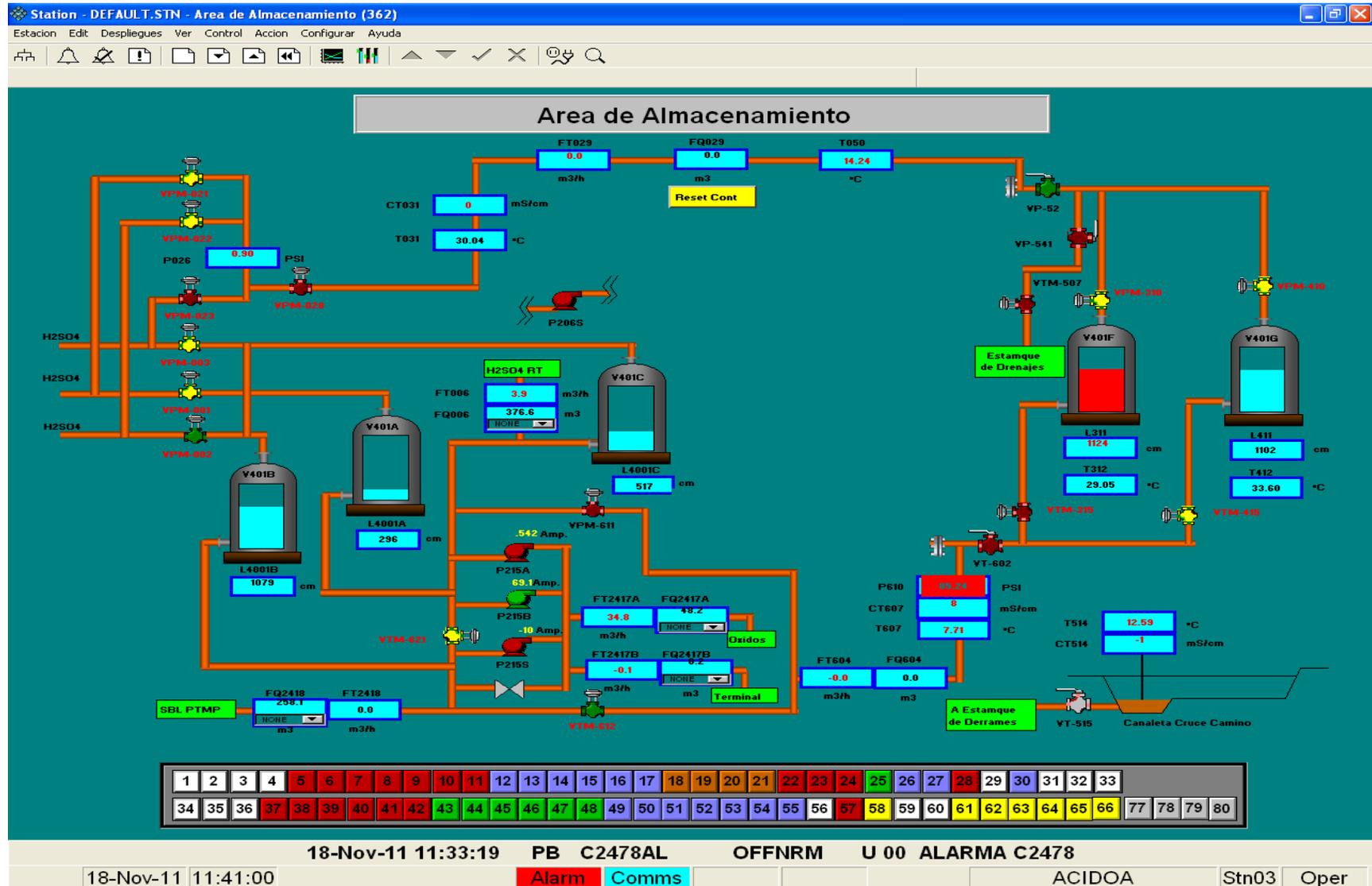


ANEXO F



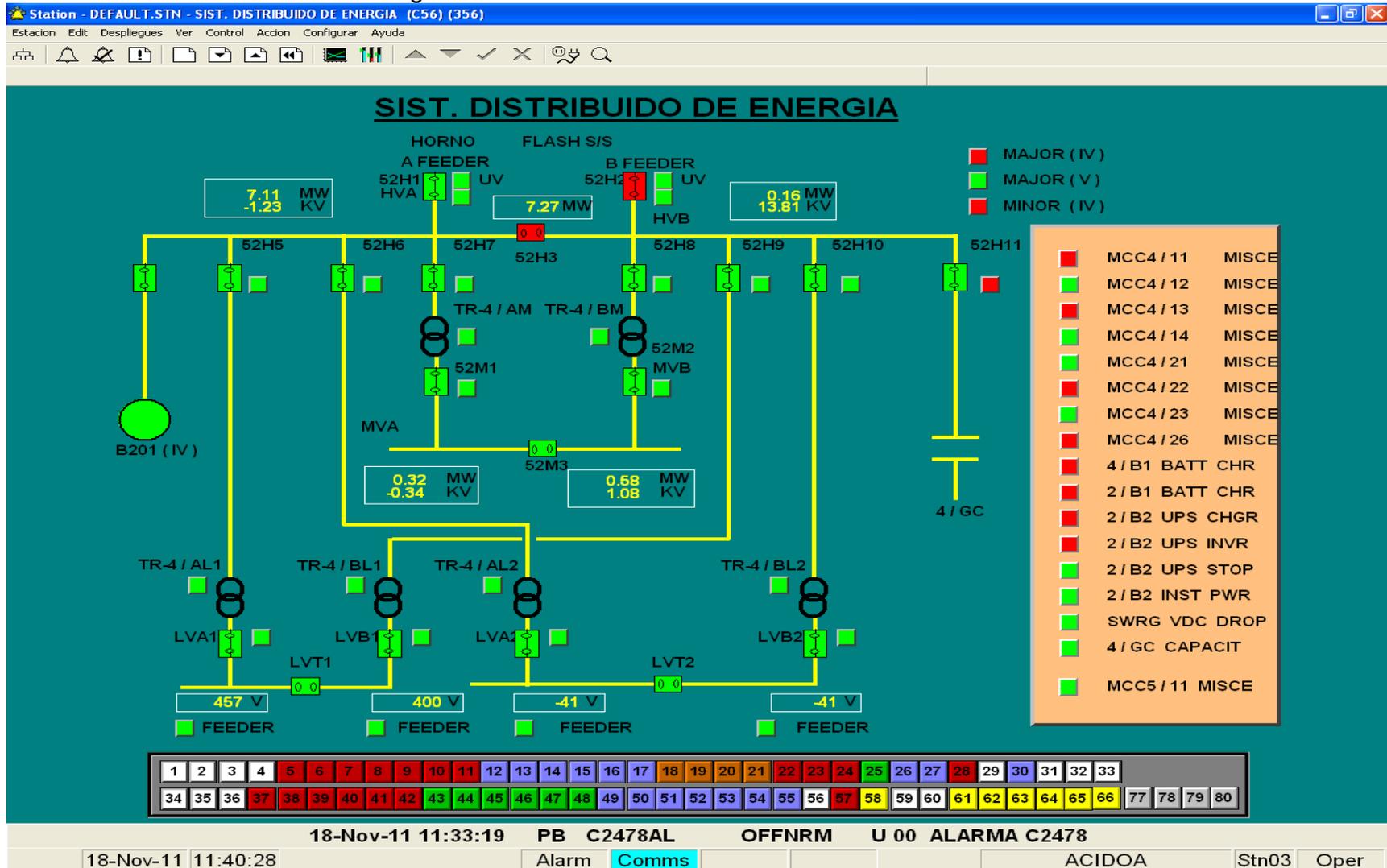
ANEXO F

F.4 Área de almacenamiento



ANEXO F

F.5 Sistema de distribución de energía

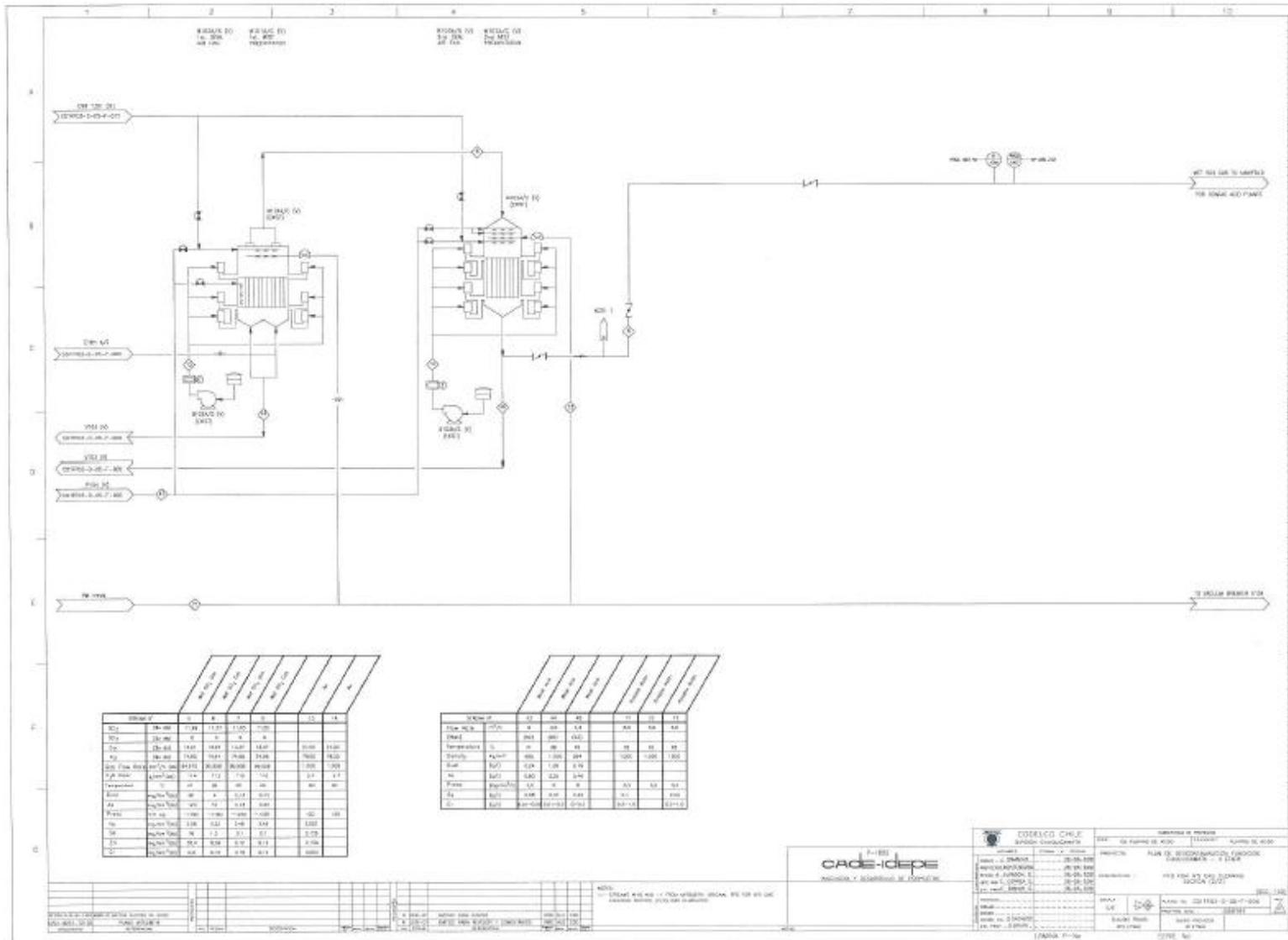


ANEXO H

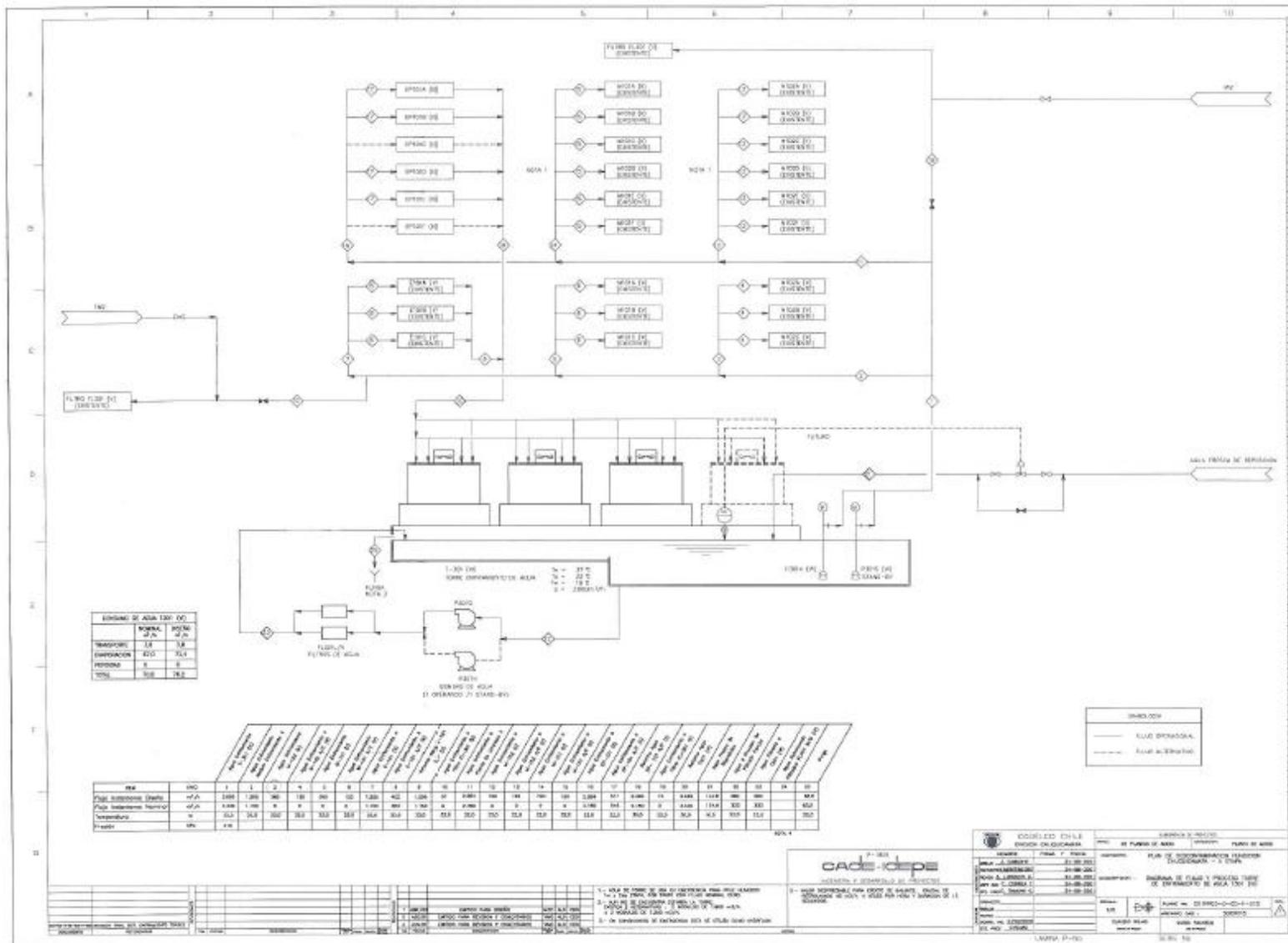
Anexo H

Process Flow Diagram, Plantas de ácido, Codelco División Chuquicamata.

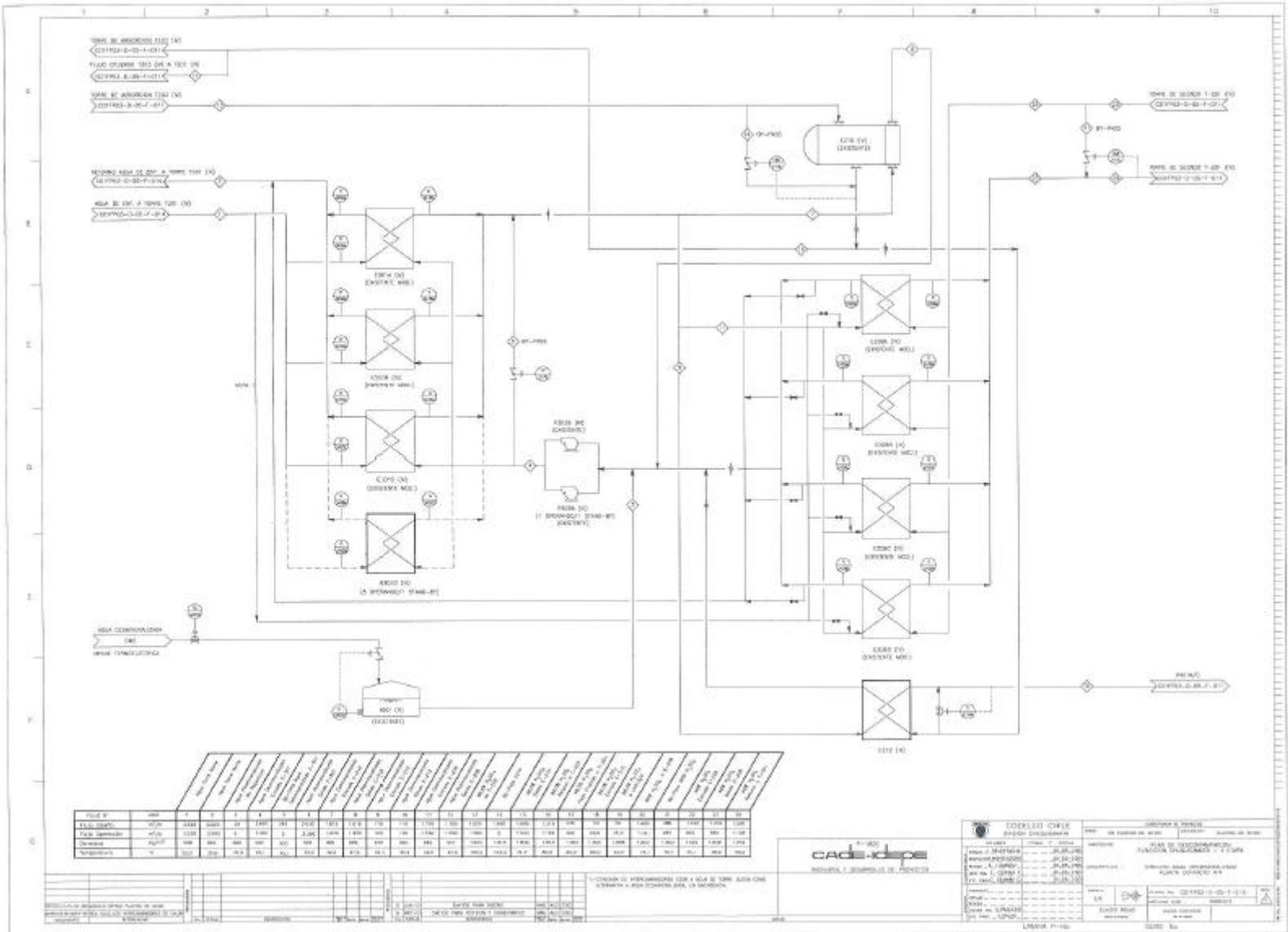
ANEXO H



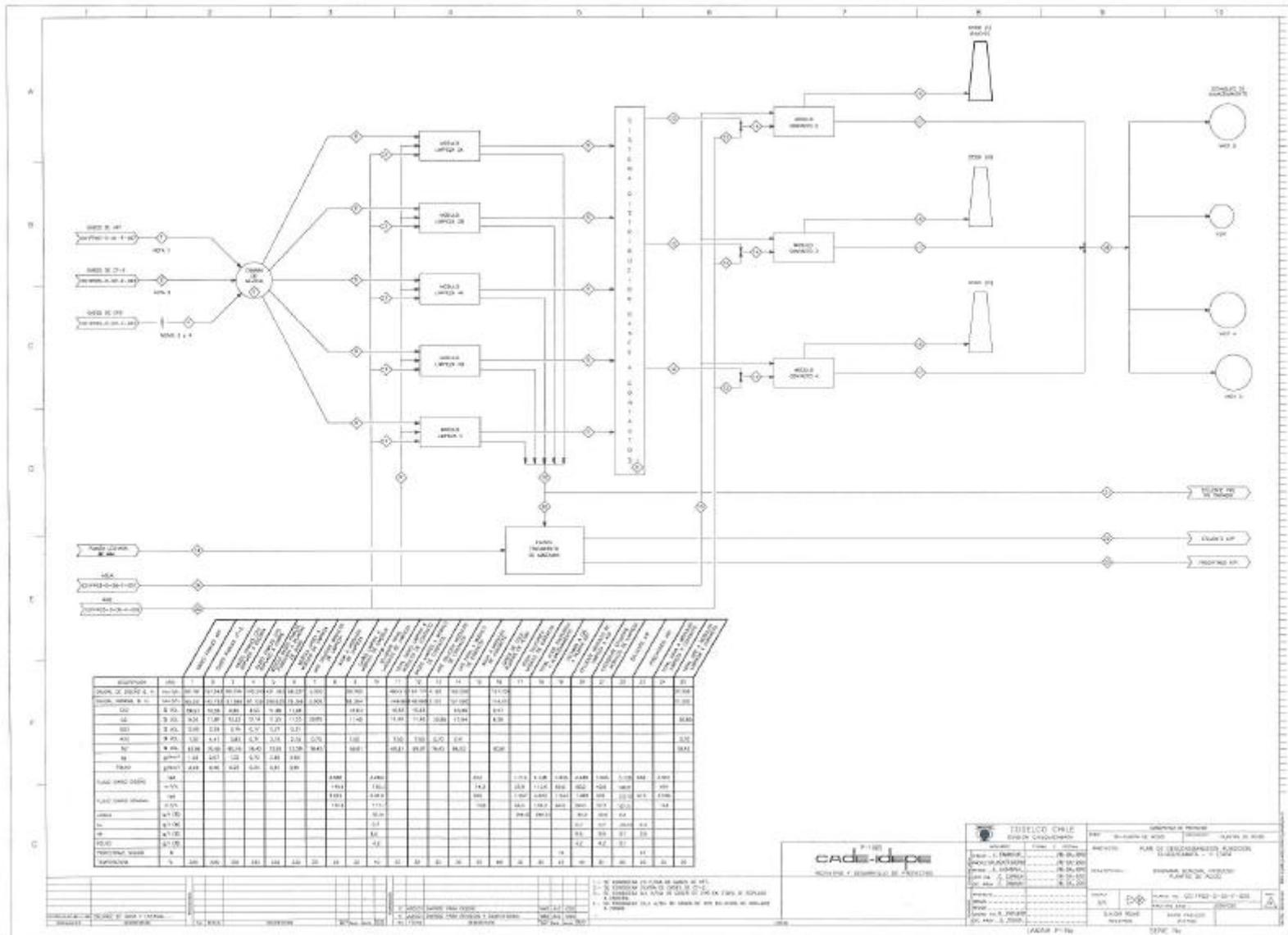
ANEXO H



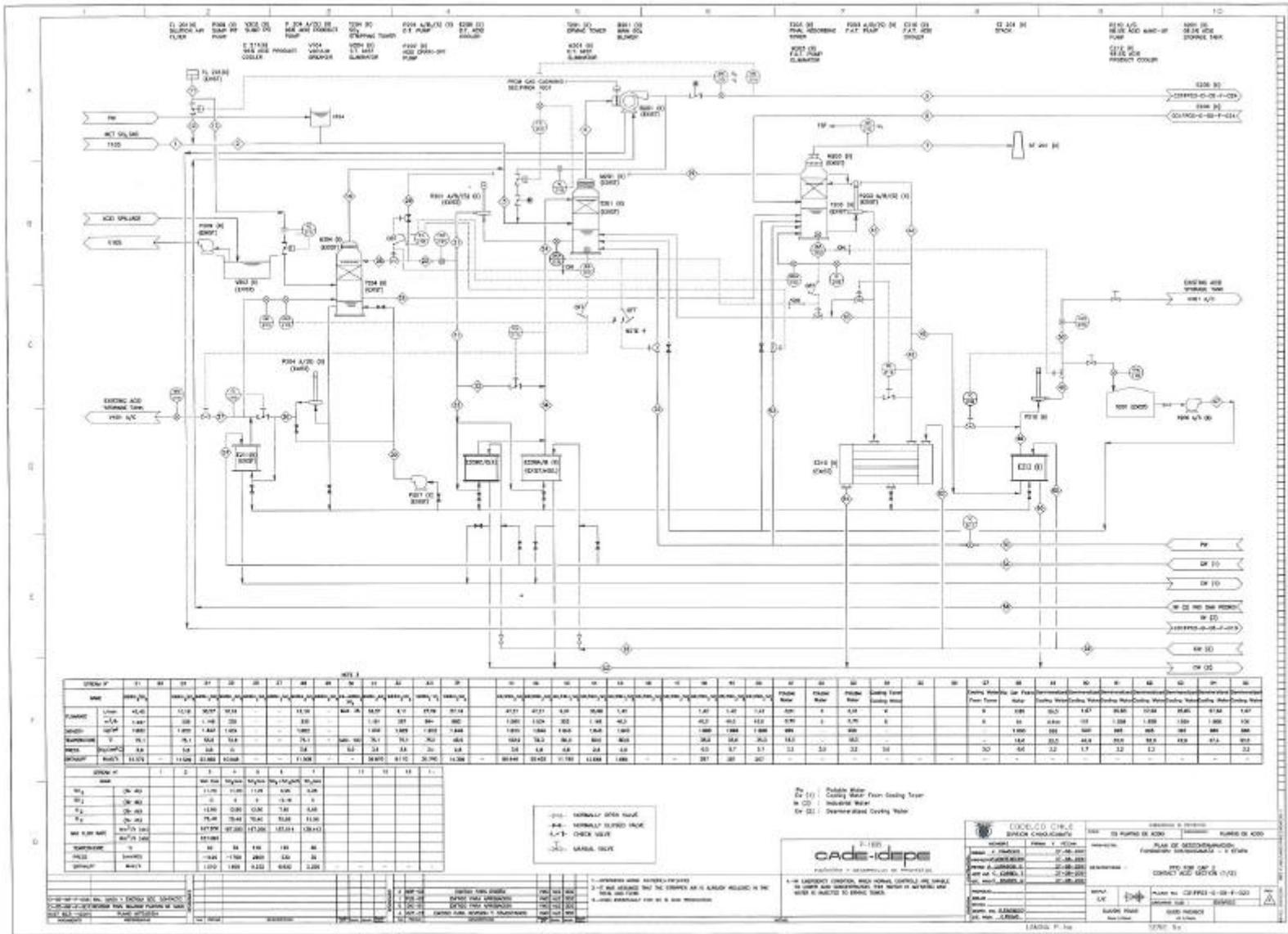
ANEXO H



ANEXO H



ANEXO H



ANEXO H

