

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAÍSO-CHILE



**“IMPLEMENTACIÓN DE CONTROL AVANZADO PARA
CONVERTIDOR CATALÍTICO DE LA PLANTA DE
ÁCIDO DE OPERACIÓN CHAGRES DE ANGLO
AMERICAN”**

ESCRITO POR:
ERIK ANDRÉS GUERRA BERGEL

MEMORIA DE TÍTULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE:
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

PROFESOR GUÍA : **IVÁN CORNEJO**
INGENIERO CORREFERENTE : **CLAUDIO ZAPATA**

julio de 2022

A Dios

***“Entonces verán las gentes tu justicia, y todos los reyes tu gloria; y te será
puesto un nombre nuevo, que la boca de Jehová nombrará. Y serás corona de
gloria en la mano de Jehová, y diadema de reino en la mano del Dios tuyo.”***

Isaías 62: 2-3

AGRADECIMIENTOS

Primero deseo agradecer a Dios quien guio mis pasos hasta este momento y me dio fuerzas en los momentos más oscuros.

A mi familia que me ha apoyado incondicionalmente a lo largo de mi vida y me han inculcado los valores que me han convertido en la persona que soy hoy en día.

Muchas gracias a mi abuela Yolanda que siempre ha estado allí para mí y me ha abierto los caminos para facilitar mi andar.

A aquellos amigos con los que cruce mis pasos en mi proceso universitario cartoneando cada vez que pudieron.

En especial a mi queridísimo amigo Esteban que estuvo en los momentos más difíciles siempre con palabras de aliento y preocupado de que no quedara atrás.

A Beatriz mi fiel compañera del alma, mi contención y alegría en los momentos de mayor tristeza. Siempre confiando en mí y ayudándome a ser mejor persona.

Al profesor Juan C. de La Fuente por ser el primero en darme una oportunidad y por aquellas charlas y aprendizajes.

Al profesor Iván Cornejo por acompañarme con su tutoría y mejores deseos a lo largo de este trabajo

A Marcelo Navarro y Daniela Godoy, quienes sin su ayuda jamás podría haber llevado a término este trabajo.

Al equipo de la Superintendencia de planta de ácido y suministros de la Operación Chagres, en especial a Claudio Zapata por brindarme esta oportunidad y enseñarme tantas cosas.

A Todos Muchas Gracias

RESUMEN EJECUTIVO

El proceso de fusión que busca la liberación del cobre provoca la generación concentrada de componentes dañinos para la salud humana y el medio ambiente en los gases metalúrgicos del proceso. Por esto, sin un proceso de limpieza de gases, una fundición no puede operar, siendo las plantas de ácido el mecanismo de tratamiento más utilizado en las fundiciones.

La planta de ácido de la Fundición Chagres genera un cuello de botella restringiendo la tasa de fusión del Horno Flash. Este es generado por temperaturas superiores a los 630°C en la salida del primer paso del reactor, lo cual provoca problemas estructurales y desactivación permanente del catalizador del reactor de la planta de ácido.

Frente a esta problemática se propone la implementación de un sistema de control avanzado (APC) bajo la tecnología RMPCT de la empresa Honeywell. Estos sistemas, a diferencia del enfoque tradicional de control, permiten monitorear y controlar las distintas variables de un proceso como un todo. Para esto se requiere modelar las diversas interacciones existentes.

En este trabajo se estudian los procesos de la Operación Chagres, dando un enfoque principal a la planta de ácido describiendo sus principales operaciones unitarias.

Posterior a ello se realiza una revisión teórica de los fundamentos de los sistemas APC, la fenomenología del proceso de conversión de SO_2 y se estudia el sistema actual de control integrado por lazos PID.

La implementación del sistema de control se compuso de 7 etapas; donde en la primera se evaluaron los beneficios de la implementación de la tecnología, en la segunda se clasifican las variables en variables controladas, variables manipuladas y variables de perturbación; en la tercera se identifican los principales problemas en la implementación de la herramienta; en la cuarta se realizan las pruebas en planta con el fin de generar datos válidos para la identificación de modelos; en la quinta se identifican los diversos modelos que permitirán al controlador predecir y controlar el proceso; en la sexta se realizan las configuraciones necesarias en planta para acoger a la aplicación de control, se entrena a los operadores y se realizan los primeros encendidos del controlador avanzado; en la séptima y última etapa se realiza la sintonía de la herramienta de control.

El APC implementado constó de 5 variables controladas, 7 variables manipuladas y 6 variables de perturbación. Las pruebas en planta se realizaron durante el mes de julio y los modelos identificados

fueron aproximados a funciones de transferencia de primer orden. En cuanto a la sintonía del controlador se destaca la habilitación del optimizador con una temperatura objetivo para el paso 1 de 412°C.

Tras la implementación de la herramienta se consigue un tiempo de operación del APC de 38 horas con 51 minutos durante el mes de febrero con una operación continuada máxima de 5 horas con 55 minutos el día 23 de febrero. En esta operación se logra mantener la temperatura de salida del primer paso más baja con el APC encendido. Permitiendo conseguir así una temperatura inferior al objetivo de 630°C para la capacidad máxima de tratamiento de SO₂.

El sistema a su vez redujo la temperatura promedio del paso 2, paso 3 y paso 4 en 2°C, 3°C y 5°C respectivamente. Por otra parte, se registró una disminución en la variabilidad de las temperaturas de entrada de los pasos antes mencionados medida por las desviaciones estándar. El paso 2 presentó una disminución en la desviación de 2,10°C, el paso 3 de 0,42°C y el paso 4 de 3°C.

El sistema de control avanzado logra una eficiencia promedio de captación de SO₂ de 99,76% con una desviación estándar de 0,13%, mientras que sin la aplicación encendida los operadores mediante la manipulación de los lazos de control lograron una eficiencia del 99,77% con una desviación estándar de 0,10%. Por lo que el sistema logra mediante su control automático replicar la intervención humana.

La herramienta implementada al mantener temperaturas promedios más bajas con un rendimiento similar, permite tener un mayor margen de seguridad ante cambios bruscos en el proceso ayudando a si a asegurar el objetivo de reducir el número de restricciones a la tasa de fusión del Horno Flash.

ABSTRACT

The smelting process that seeks the liberation of copper causes the concentrated generation of components harmful to human health and the environment in the metallurgical gases of the process. For this reason, without a gas cleaning process a smelter cannot operate, and acid plants are the most commonly used treatment mechanism in smelters.

The Chagres Smelter acid plant generates a bottleneck restricting the melting rate of the Flash Furnace. This is generated by temperatures above 630°C at the outlet of the first reactor step, which causes structural problems and permanent deactivation of the acid plant reactor catalyst.

In response to this problem, the implementation of an advanced control system (APC) under Honeywell's RMPCT technology is proposed. These systems, unlike the traditional control approach, allow monitoring and controlling the different variables of a process as a whole. This requires modeling the various existing interactions.

In this work the processes of the Chagres Operation are studied, giving a main focus to the acid plant describing its main unitary operations.

Subsequently, a theoretical review of the fundamentals of APC systems, the phenomenology of the SO₂ conversion process and the current control system integrated by PID loops is studied.

The implementation of the control system consisted of 7 stages; where in the first the benefits of implementing the technology were evaluated, in the second the variables are classified as controlled variables, manipulated variables and disturbance variables; in the third, the main problems in the implementation of the tool are identified; in the fourth, plant tests are carried out in order to generate valid data for model identification; in the fifth, the various models that will allow the controller to predict and control the process are identified; in the sixth, the necessary configurations are made in the plant to host the control application, the operators are trained and the first power-ups of the advanced controller are carried out; In the seventh and last stage, the control tool is tuned.

The implemented APC consists of 5 controlled variables, 7 manipulated variables and 6 disturbance variables. The in-plant tests were carried out during July and the identified models were approximated to first order transfer functions. Regarding the controller tuning, the optimizer was enabled with a target temperature of 412°C for step 1.

After the implementation of the tool, an APC operation time of 38 hours and 51 minutes was achieved during the month of February, with a maximum continuous operation of 5 hours and 55 minutes on February 23. In this operation, it is possible to maintain the first step outlet temperature lower with the APC on. This allowed to achieve a temperature below the target of 630°C for the maximum SO₂ treatment capacity.

The system in turn reduced the average temperature of step 2, step 3 and step 4 by 2°C, 3°C and 5°C respectively. Moreover, there was a decrease in the variability of the inlet temperatures of the above-mentioned steps as measured by the standard deviations. Step 2 showed a decrease in deviation of 2.10°C, step 3 a decrease of 0.42°C and step 4 a decrease of 3°C.

The advanced control system achieves an average SO₂ capture efficiency of 99.76% with a standard deviation of 0.13%, while without the application on, the operators, by manipulating the control loops, achieved an efficiency of 99.77% with a standard deviation of 0.10%. So, the system achieves through its automatic control to replicate human intervention.

The implemented tool, by maintaining lower average temperatures with similar performance, provides a greater safety margin in case of abrupt changes in the process, helping to ensure the objective of reducing the number of restrictions to the melting rate of the Flash Furnace.

TABLA DE CONTENIDOS

TABLA DE CONTENIDOS

1 - INTRODUCCION	1
2 - OBJETIVOS.....	2
2.1 - Objetivo general.....	2
2.2 - Objetivos específicos.....	2
3 - OPERACIÓN CHAGRES	3
3.1 - Antecedentes generales.....	3
3.1.1- Reseña Histórica de Fundación Chagres	3
3.1.2- Situación actual.....	4
3.2 - Proceso productivo.....	5
3.2.1- Recepción y almacenamiento de concentrado	7
3.2.2- Preparación de carga y secado para el concentrado	7
3.2.3- Proceso de fusión del concentrado y recuperación de calor	9
3.2.4- Conversión.....	11
3.2.5- Limpieza de escoria	12
3.2.6- Refinado y moldeo de ánodos.....	14
3.2.7- Planta de ácido calidad A.....	15
3.2.8- Planta de ácido calidad C	15
3.3 - Procesos unitarios planta de ácido sulfúrico A.....	16
3.3.1- Limpieza y enfriamiento de gases.....	17
3.3.2- Zona de Contacto.....	22
4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS	32
4.1 - Sistemas de Control.....	32
4.1.1- Conceptos generales.....	32
4.1.2- Clasificación de lazos de control.....	33
4.1.3- Modelado matemático de sistemas de control	34
4.1.4- Función de transferencia.....	35
4.1.5- Control convencional de procesos.....	36
4.2 - Sistemas de control predictivo multivariable [19]	39
4.2.1- ¿Qué es un MPC?.....	40
4.2.2- Posición del MPC en la jerarquía de control.....	41
4.2.3- Extracción de beneficio a través del APC.....	46
4.2.4- Estrategia de control de un APC	48
4.3 - Pasos en la implementación de un APC.....	53

TABLA DE CONTENIDOS

TABLA DE CONTENIDOS

4.3.1- Análisis preliminar de beneficios.....	53
4.3.2- Evaluación de lazos de control.....	53
4.3.3- Diseño funcional del controlador.....	53
4.3.4- Pruebas escalón preliminares en planta.....	54
4.3.5- Pruebas escalón en planta.....	54
4.3.6- Identificación de modelos.....	55
4.3.7- Ajustes preliminares del controlador.....	55
4.3.8- Simulación y ajuste del controlador fuera de línea.....	55
4.3.9- Puesta en marcha del controlador.....	56
4.3.10- Ajustes al controlador en funcionamiento.....	56
4.3.11- Entrenamiento formal a operaciones.....	57
4.3.12- Monitoreo de rendimiento del controlador APC.....	57
4.3.13- Mantenimiento del controlador.....	57
4.4 - Honeywell Process Solutions.....	58
4.4.1- Identificación de modelos.....	58
4.4.2- Control por rangos.....	63
4.4.3- Optimización.....	64
4.4.4- Control robusto.....	65
5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA.....	67
5.1 - Fenomenología del reactor.....	67
5.1.1- Oxidación catalizada de SO ₂	67
5.1.2- Curvas de equilibrio en la oxidación de SO ₂	69
5.1.3- Ruta de calentamiento.....	70
5.1.4- Integración energética.....	72
5.2 - Sistema de control.....	73
5.2.1- Sistema de control distribuido (DCS).....	73
5.2.2- Tags implicados en el control de gases de la zona de contacto.....	73
5.2.3- Lógica y lazos de control del reactor catalítico.....	76
5.2.4- Sala de control de proceso.....	85
5.2.5- Esquemáticos de proceso.....	86
6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR.....	89
6.1 - Análisis preliminar de beneficios.....	90
6.2 - Diseño funcional del controlador.....	98
6.3 - Identificación de problemas.....	102
6.3.1- Generación de modelos semillas.....	102
6.3.2- Prueba escalón preliminar.....	105
6.4 - Pruebas escalón.....	105

TABLA DE CONTENIDOS

TABLA DE CONTENIDOS

6.5 - Identificación de modelos	108
6.6 - Puesta en marcha del controlador.....	111
6.6.1- Implementaciones previas al encendido.....	111
6.6.2- Entrenamiento preliminar a operadores e instrumentistas.....	116
6.6.3- Protocolo de primeros encendidos del controlador	116
6.7 - Ajustes y sintonía del controlador en funcionamiento.....	117
6.7.1- Sintonía general APC	118
6.7.2- Sintonía variables controladas.....	119
6.7.3- Sintonía variables manipuladas.....	123
7 - RESULTADOS	125
7.1 - Tiempo de encendido del controlador.....	125
7.2 - Análisis de T° de salida del primer paso con APC encendido	126
7.3 - Control sobre las demás CVs y MVs	130
7.4 - Discusión de resultados.....	137
8 - CONCLUSIONES	138
9 - RECOMENDACIONES	140
10 - ANEXOS	141
10.1 - Arquitectura EPKS – Fundición Chagres	141
10.2 - Diagrama general circuito de gases zona de contacto	142
10.3 - Extracción de datos de proceso	143
10.4 - Identificación de modelos en APCES.....	148
10.5 - Mensajes consola ModelID.....	164
10.6 - Modelos preliminares.....	166
10.7 - Datos generados en pruebas escalón.....	167
10.8 - Simplificación de modelos	175
10.9 - Matriz de modelos finales	177
10.10 - Construcción de plataforma de control.....	181
10.11 - VxRail implementado	186
10.12 - Workspace Reactor APET	188
10.13 - Estado de controlador mes de junio 2022	189
11 - REFERENCIAS.....	203

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE TABLAS

Tabla 3-1: Distribución de catalizador en reactor [10].	28
Tabla 3-2: Porcentaje de conversión en los distintos pasos del reactor.	28
Tabla 4-1: Nomenclatura estructura general de identificación a lazo cerrado.	59
Tabla 5-1: TAGs zona de contacto de planta de ácido.	74
Tabla 6-1: Variables Controladas, APC.	98
Tabla 6-2: Variables Manipuladas, APC.	99
Tabla 6-3: Variables de Perturbación, APC.	99
Tabla 6-4: Clasificación de variables por paso, APC.	100
Tabla 6-5: Matriz de Expectativas MVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa	101
Tabla 6-6: Matriz de Expectativas DVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa	101
Tabla 6-7: Ranking modelos MVs.	104
Tabla 6-8: Ranking modelos DVs.	104
Tabla 6-9: Calendario de pruebas y tiempo de ejecución.	107
Tabla 6-10: Modelos de identificación final	108
Tabla 6-11: Modelos de identificación final simplificados.	110
Tabla 6-12: Velocidad de optimización según factor [24].	118
Tabla 6-13: Parámetros configurados en CV Optimize	120
Tabla 6-14: Parámetros configurados en CV Control	121
Tabla 6-15: Matriz de multiplicadores de ganancias MVs.	122
Tabla 6-16: Matriz de multiplicadores de ganancias DVs.	122
Tabla 6-17: Parámetros de sintonía MVs.	124
Tabla 7-1: Mediciones resultados paso 2.	131
Tabla 7-2: Mediciones resultados paso 3.	133
Tabla 7-3: Mediciones resultados paso 4.	135
Tabla 10-1: Matriz con Nuevas Relaciones MVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa.	189
Tabla 10-2: Matriz con Nuevas Relaciones DVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa	189
Tabla 10-3: Nuevos modelos de identificación.	190
Tabla 10-4: Parámetros CV Optimize Junio.	191



TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE TABLAS

Tabla 10-5: Parámetros CV Control Junio.....	192
Tabla 10-6: Matriz de Ganancias MVs Junio.	193
Tabla 10-7: Prioridad de Uso de MVs para Control Junio.	193
Tabla 10-8: Matriz de Ganancias DVs Junio.	193
Tabla 10-9: Parámetros MVs Junio.....	194
Tabla 10-10: Reducción de Variabilidad en CVs.	199

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1: Mapa de acceso operación Chagres desde carretera. Extraído desde Google Maps [2].....	3
Figura 3-2: Miles de Toneladas de cobre fino producidas en 2020 por las principales empresas del sector minero chileno. Elaborado en base a datos extraídos de [3].....	5
Figura 3-3. Diagrama Fundición Chagres [5].	6
Figura 3-4: Concentrado de cobre [6].	7
Figura 3-5: Circuito de almacenaje y secado [7].	8
Figura 3-6: Ejemplo de Secador Kumera [8].....	8
Figura 3-7: Sistema de inyección de aire y concentrado [7].	9
Figura 3-8. Ejemplo de operación en Horno Flash [7].	10
Figura 3-9: Ejemplo de Convertidor Pierce Smith [9].....	12
Figura 3-10: Sistema captación de gases Convertidor Pierce Smith [7].	12
Figura 3-11: Camión de escoria Kress [2].	13
Figura 3-12: Zona de moldeo de ánodos: (a) Trasvasije, (b) Rueda de Moldeo, (c) Molde, (d) Ánodo de Cobre [7].	14
Figura 3-13: Diagrama de bloques de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	16
Figura 3-14: Diagrama Zona de Limpieza y Enfriamiento, Planta de Ácido Sulfúrico [10].	17
Figura 3-15. Cámara de mezcla, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	18
Figura 3-16: Torre de lavado, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	19
Figura 3-17: Torre Venturi Scrubber, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	20
Figura 3-18: Demister Chevron, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	20
Figura 3-19: Torre de enfriamiento, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	21
Figura 3-20: Precipitadores electrostáticos húmedos, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	22
Figura 3-21: Zona de Contacto, Planta de Ácido Sulfúrico [10].	23
Figura 3-22: Torre de secado, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	24
Figura 3-23: Soplador, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	25
Figura 3-24: Diagrama de secado y sopladores, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	25
Figura 3-25: Tren de intercambiadores de calor, Planta de Ácido Sulfúrico.....	26
Figura 3-26: Intercambiador de calor, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	26

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-27: Reactor catalítico, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	27
Figura 3-28: Interpasos, Planta de Ácido Sulfúrico.	29
Figura 3-29: Torre de absorción final, Planta de Ácido Sulfúrico [11].	30
Figura 4-1: Variables en un lazo de control.	33
Figura 4-2: Respuesta de sistema ante perturbación unitaria de la variable de entrada [18].	36
Figura 4-3: Comportamiento de control "ON-OFF" [15].	37
Figura 4-4: Comportamiento de control proporcional [15].	37
Figura 4-5: Comportamiento de control proporcional con acción integrativa [15].	38
Figura 4-6: Acción derivativa en control [15].	38
Figura 4-7: Jerarquía del marco de control de una planta con APC, Traducido de [19].	42
Figura 4-8: Costo esperado v/s beneficios de implementar diferentes niveles de control [19].	46
Figura 4-9: Estabilización y cambio del punto operacional del proceso mediante MPC [19].	47
Figura 4-10: Puntos posibles de operación respetando las restricciones operacionales, adaptado de [15].	48
Figura 4-11: Estructura secuencial de ejecución de un APC.	48
Figura 4-12: Reconciliación de modelo [19].	50
Figura 4-13: Trayectoria corregida vs predicción [20].	52
Figura 4-14: Estructura general de identificación a lazo cerrado [21].	59
Figura 4-15: Estructura funcional de Profit Controller RMPCT. Adaptado de [26].	66
Figura 5-1: Diagrama de fases $\text{Cs}_2\text{S}_2\text{O}_7 - \text{V}_2\text{O}_5$ [28].	68
Figura 5-2: Máxima conversión de equilibrio alcanzada en función de la temperatura de reacción [28].	69
Figura 5-3: Trayectorias de calentamiento y enfriado. (a) Reacción en primer lecho, (b) Enfriado entre lechos 1 – 2, (c) Reacción en segundo lecho, (d) Enfriado entre lechos 2 – 3 y reacción en tercer lecho.	71
Figura 5-4: Diagrama de enfriamientos en el circuito del reactor catalítico.	72
Figura 5-5: Integración energética en circuito de reactor catalítico en fundición Chagres.	72
Figura 5-6: Diagrama simplificado zona de contacto, gases. Planta de Ácido Sulfúrico.	77
Figura 5-7: Diagrama de control del paso 1, Reactor Catalítico.	78
Figura 5-8: Diagrama de control del paso 2 lado B, Reactor Catalítico.	80

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 5-9: Diagrama de control del paso 2 lado A, Reactor Catalítico.....	81
Figura 5-10: Diagrama de control del paso 2 Δ de temperatura, Reactor Catalítico.	82
Figura 5-11: Diagrama de control del paso 3, Reactor Catalítico.....	83
Figura 5-12: Diagrama de control del paso 4, Reactor Catalítico.....	84
Figura 5-13: Consola Planta de Ácido Sulfúrico.....	86
Figura 5-14: Esquema reactor catalítico utilizado por operador consola, Planta de Ácido Sulfúrico.....	87
Figura 5-15: Esquema proceso de conversión de gas seco utilizado por operador consola, Planta de Ácido Sulfúrico.....	88
Figura 6-1: Ruta de calentamiento primer paso del reactor para 9% de SO ₂ en la entrada.	91
Figura 6-2: Movimiento de T° de salida del primer lecho para 12% de SO ₂ en la entrada.	91
Figura 6-3: Modificación de T° de entrada para bajar la T° de salida.	92
Figura 6-4: Cambio en la ruta de calentamiento.....	93
Figura 6-5: Toneladas de cobre fino restringidas por alta temperatura a la salida del primer paso del reactor.	94
Figura 6-6: Temperatura de entrada al paso 1 en turno de operación.....	95
Figura 6-7: Temperatura de entrada al paso 2 en turno de operación.....	96
Figura 6-8: Válvulas control paso 2 en turno de operación.	96
Figura 6-9: Temperatura de entrada al paso 4 en turno de operación.....	97
Figura 6-10: Diferencia de temperatura entrada paso 2 en turno de operación.....	97
Figura 6-11: Efecto combinado sobre la temperatura del paso 3 (TIT4524.PV) por TV-4523 (a) y por TV-4517 (b).	106
Figura 6-12: Comunicación entre APC y DCS.....	112
Figura 6-13: Modificación a bloques de control.....	113
Figura 6-14: Alarma e interlock para funcionamiento del APC.	113
Figura 6-15: Esquemático con sistema APC en funcionamiento.....	114
Figura 6-16: Selector APC.	114
Figura 6-17: Pantalla APET PLANTA ACIDO-REACTOR.....	115
Figura 6-18: Interlock APC reactor.	115

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 6-19: Inducción manipulación de sistema APC [31].	116
Figura 6-20: Sintonía general APC.	119
Figura 7-1: Tiempo de utilización APC en el mes de febrero por día.	125
Figura 7-2: Volumen de SO ₂ y estado del APC, 22-02-2022.	127
Figura 7-3: Temperatura de entrada y salida, 22-02-2022.	127
Figura 7-4: Controlador TIC4517, 22-02-2022.	128
Figura 7-5: Volumen de SO ₂ y estado del APC, 23-02-2022.	128
Figura 7-6: Temperatura de entrada y salida, 23-02-2022.	129
Figura 7-7: Controlador TIC4517, 23-02-2022.	129
Figura 7-8: Volumen de SO ₂ y estado del APC durante el día 23-02-2022.	130
Figura 7-9: Temperatura de entrada del paso 2, 23-02-2022.	132
Figura 7-10: Controladores del paso 2, 23-02-2022.	132
Figura 7-11: Temperatura de entrada del paso 3, 23-02-2022.	134
Figura 7-12: Controlador del paso 3, 23-02-2022.	134
Figura 7-13: Temperatura de entrada del paso 4, 23-02-2022.	136
Figura 7-14: Controlador del paso 4, 23-02-2022.	136
Figura 10-1: Plano 0550-IN-004 Arquitectura EPKS, Rev. 2-7-2021 [5].	141
Figura 10-2: Diagrama zona de contacto, gases. Planta de Ácido Sulfúrico.	142
Figura 10-3: Planilla base PI DataLink.	144
Figura 10-4 Pasos de Configuración de herramienta. Sampled Data.	145
Figura 10-5: Cuadro de configuración, Sampled Data.	145
Figura 10-6: Función Matricial, Sampled Data.	146
Figura 10-7: Pegado especial como valores, Excel.	146
Figura 10-8: Planilla generación txt.	147
Figura 10-9: Archivo txt.	147
Figura 10-10: Ventana Principal APCEs.	148
Figura 10-11: Opciones de archivo APCEs.	149
Figura 10-12: Ventana de elección de aplicaciones, APCEs.	150

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 10-13: Explorador de proyecto, APCES.....	151
Figura 10-14. Panel de tareas Data Warehouse, APCES.....	151
Figura 10-15: Selección de archivo, APCES.....	152
Figura 10-16: Mensajes de carga de archivo, APCES.....	153
Figura 10-17: Variables a cargar, APCES.....	153
Figura 10-18: Ventana de confirmación de importación, APCES.	154
Figura 10-19: Pestañas de trabajo de datos importados, APCES.	154
Figura 10-20: Creación de modelos de identificación, APCES.....	155
Figura 10-21: Selección de variables ModelID, APCES.	156
Figura 10-22: Herramientas de ajuste de modelo. APCES.	156
Figura 10-23: Configuración de identificación, ModelID.....	158
Figura 10-24: Algoritmo CLid para una CV, ModelID.....	160
Figura 10-25: Modelos Identificados y dispersión de soluciones, ModelID.....	161
Figura 10-26: Selección de modelos finales, ModelID.	162
Figura 10-27: Consola ModelID Parte 1.....	164
Figura 10-28: Consola ModelID Parte 2.....	165
Figura 10-29: Modelos Preliminares de Identificación.....	166
Figura 10-30: Pruebas día 7-7-2021.	167
Figura 10-31: Pruebas día 8-7-2021.	168
Figura 10-32: Pruebas día 15-7-2021.	169
Figura 10-33: Pruebas día 19-7-2021, parte 1.....	169
Figura 10-34: Pruebas día 19-7-2021, parte 2.....	170
Figura 10-35: Pruebas día 19-7-2021, parte 3.....	171
Figura 10-36: Pruebas día 20-7-2021, parte 1.....	171
Figura 10-37: Pruebas día 20-7-2021, parte 2.....	172
Figura 10-38: Pruebas día 20-7-2021, parte 3.....	173
Figura 10-39: Pruebas día 22-7-2021.	173
Figura 10-40: Pruebas día 26-7-2021, parte 1.....	174

TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 10-41: "FitParametric", ModelID.....	176
Figura 10-42: Sub-model Options, ModelID.....	176
Figura 10-43: Modelos Finales CVs - MVs, Parte 1.....	177
Figura 10-44: Modelos Finales CVs - MVs, Parte 2.....	178
Figura 10-45: Modelos Finales CVs - DVs, Parte 1.....	179
Figura 10-46: Modelos Finales CVs - DVs, Parte 2.....	180
Figura 10-47: Creación de Controlador en aplicación Process Controller, (a) opciones de creación y (b) controlador creado.....	181
Figura 10-48: Generación de archivos del controlador, (a) panel de tareas y (b) mensajes consola.	182
Figura 10-49: Creación plataforma de control en Profit Suite Runtime Studio, (a) nuevo archivo, (b) selección de aplicación, (c) ventana de configuración y (d) ventana configurada.....	183
Figura 10-50: Guardado de plataforma de control, (a) guardar y (b) Ventana de guardado.	184
Figura 10-51: Correr plataforma de control, (a) iniciar plataforma y (b) plataforma iniciada.	184
Figura 10-52: Visualización de controlador en Operator Station.....	185
Figura 10-53: Diagrama de pre-implementación parte 1 [33].	186
Figura 10-54: Diagrama de pre-implementación parte 2 [33].	186
Figura 10-55: Diagrama de pre-implementación parte 3 [33].	187
Figura 10-56: VxRail en sitio.	187
Figura 10-57: Espacio de trabajo en APET.....	188
Figura 10-58: Flujo de SO ₂ en Nm ³ /h para el periodo de análisis.....	195
Figura 10-59. CV1: T° primer lecho °C.	196
Figura 10-60. CV2: T° segundo lecho °C.	196
Figura 10-61. CV4: T° tercer lecho °C.	196
Figura 10-62: CV5: T° cuarto lecho °C.....	196
Figura 10-63. CV3: Δ de T° del segundo lecho °C.	196
Figura 10-64: CV6: T° de salida del primer lecho °C.....	196
Figura 10-65: Eficiencia reactor.....	197
Figura 10-66: Emisiones planta de ácido ppm de SO ₂	197



TABLA DE CONTENIDOS

LISTA DE FIGURAS

Figura 10-67: T° entrada primer lecho.	198
Figura 10-68: Flujo de SO ₂	198
Figura 10-69: T° salida primer lecho.....	199
Figura 10-70: Valores de Temperaturas para distintas CVs.	200
Figura 10-71: Valores de apertura de válvulas para distintas MVs.	201
Figura 10-72: Utilización APC Reactor, 5 meses.....	202

CAPÍTULO 1 - INTRODUCCION

1 - INTRODUCCION

Esta memoria se contextualiza en la Fundición Chagres, la cual pertenece a la empresa Anglo American y se ubica en la comuna de Catemu de la región de Valparaíso. Su proceso consta de la obtención de cobre fino mediante la fusión de concentrado proveniente principalmente de las operaciones de los Bronces y el Soldado, también pertenecientes a Anglo American.

La fundición de los minerales sulfurados es un proceso que permite liberar el cobre atrapado mediante la separación de dos fases. Una rica en cobre y otra en hierro. La separación de estas fases y la posterior refinación de la rica en cobre genera gases con una alta concentración de dióxido de azufre, compuesto altamente contaminante y nocivo en altas concentraciones.

De esta manera las fundiciones implementan generalmente una planta de ácido sulfúrico que permita tratar los gases mediante la conversión en un reactor catalítico del dióxido de azufre a trióxido de azufre, el cual puede ser absorbido a ácido sulfúrico. Por esto la planta funciona como un servicio para la fundición.

La planta debe tratar todos los gases generados por la fundición, reduciendo la emisión de dióxido de azufre por debajo de lo indicado en el D.S 28/2013 de acuerdo con la legislación chilena.

La fundición Chagres cuenta con un reactor catalítico de 4 lechos, donde las temperaturas de cada uno de los lechos afectan la eficiencia de reducción de dióxido de azufre. Por este motivo se cuenta con lazos de control PID que regulan las diversas temperaturas de entrada a cada uno de los lechos, pero dada la integración energética existente se tiene una gran interacción entre el control de las distintas temperaturas, generando oscilación en las distintas variables del proceso.

Cuando las temperaturas de salida del reactor superan los 630°C se presentan fallas estructurales en las diversas secciones del reactor, y a su vez la desactivación permanente del catalizador. Pero dado que no existe el control automático de la temperatura de salida se requiere de la intervención humana.

Si esta última no es lo suficientemente preventiva la temperatura del reactor aumentara ocasionando un cuello de botella donde se debe restringir la tasa de fusión del horno para reducir la carga de dióxido de azufre.

En la actualidad, gracias al avance en la capacidad de cómputo, se pueden desarrollar herramientas de control más robustas que pueden estar monitoreando las diversas variables del proceso y tomando decisiones preventivas gracias a que cuentan con el modelado del proceso.



CAPÍTULO 2 - OBJETIVOS

2 - OBJETIVOS

2.1 - Objetivo general

- Implementar un sistema de control avanzado para disminuir la variabilidad del proceso y así reducir las restricciones asociadas a las temperaturas del reactor catalítico de la Planta de Ácido en la Operación Chagres de Anglo American.

2.2 - Objetivos específicos

- Construir plataforma de control avanzado.
- Sintonizar parámetros de control tras puesta en marcha del controlador.
- Comparar el comportamiento de las variables con el APC encendido y apagado

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

3 - OPERACIÓN CHAGRES

Dada la relevancia de la Fundición Chagres para el desarrollo de este trabajo, a continuación, se describen sus antecedentes y operación.

3.1 - Antecedentes generales

3.1.1- Reseña Histórica de Fundición Chagres

La fundición Chagres, perteneciente a la Anglo American plc., está ubicada en la localidad de Chagres, comuna de Catemu, región de Valparaíso, a unos 100 km. al norte de Santiago y a 400 m. sobre el nivel del mar [1]. El acceso corresponde a camino troncal s/n, Chagres, desde ruta 60 (Los Andes – San Felipe – Panquehue hasta Peaje Las Vegas), camino a Catemu. Ver Figura 3-1.

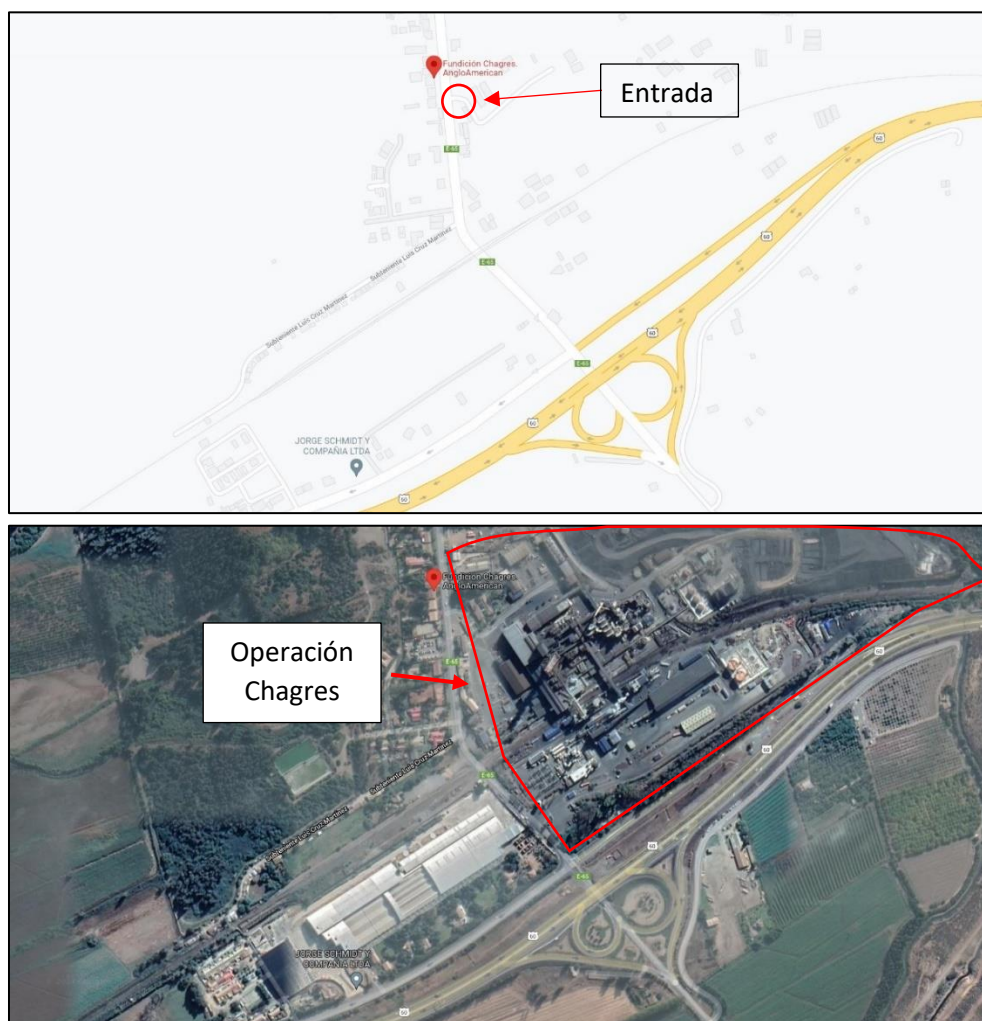


Figura 3-1: Mapa de acceso operación Chagres desde carretera. Extraído desde Google Maps [2].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

El origen de la planta de fundición se remonta al año 1899, en el cual fue creada la sociedad minera francesa “*Société des mines de Cuivre de Catemou*” con sede de gerencia en Bruselas y París. En el año 1914 comienza la construcción de la fundición, la cual entro en operación en 1917 con un horno Reverbero. Los concentrados procesados en la fundición Chagres de esa época se abastecían desde los yacimientos La Poza, La Unión, Los Mantos, La Cordillera y El Soldado.

Por la crisis económica entre 1920 y 1925 que llevo a una baja en el precio del cobre la empresa suspende sus operaciones en el año 1929. Tres años después se retoman las actividades, luego que la compañía minera Du M’Zaita, de origen francés, adquiriera los activos de la sociedad.

La nueva empresa sumo además entre sus activos la mina El Soldado, la planta concentradora El Cobre, más las instalaciones de Los Caracoles y La Poza.

Se mantuvo la operación normal hasta el año 1945, cuando la fundición se vio obligada a detener su faena motivo de la falta de compradores por el término del conflicto de la Segunda Guerra Mundial. Por este suceso las instalaciones siguieron funcionando como un taller central mecánico para la compañía.

En 1958 tanto la fundición como la mina El Soldado son adquiridas por la Compañía Minera Disputada de las Condes S.A., la cual en 1960 vuelve a poner en funcionamiento a la fundición. En el año 1972, la Empresa Nacional de Minería, ENAMI, en representación del Estado, adquirió el 86% de las acciones de Minera Disputada. La situación se mantiene hasta 1978, año en que ENAMI licitó su participación mayoritaria en la empresa, la que fue adquirida por Exxon Minerals Chile Incorporated.

Bajo esta administración, en 1995 se incorpora una nueva tecnología de proceso correspondiente a la fusión flash, proceso que se mantiene hasta la fecha en operaciones.

En 2002 la empresa inglesa Anglo American compra las acciones de Disputada en un valor de US\$1300 millones.

3.1.2- Situación actual

Anglo American Chile es la tercera empresa más importante de la minería privada chilena. Sus operaciones están conformadas por 3 operaciones productivas: Los Bronces, El Soldado, y Chagres. Además, la empresa posee el 44% de la propiedad de Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

En 2020 produjo 449.000 toneladas de cobre fino, lo cual corresponde al 8% del total nacional. Ver Figura 3-2.

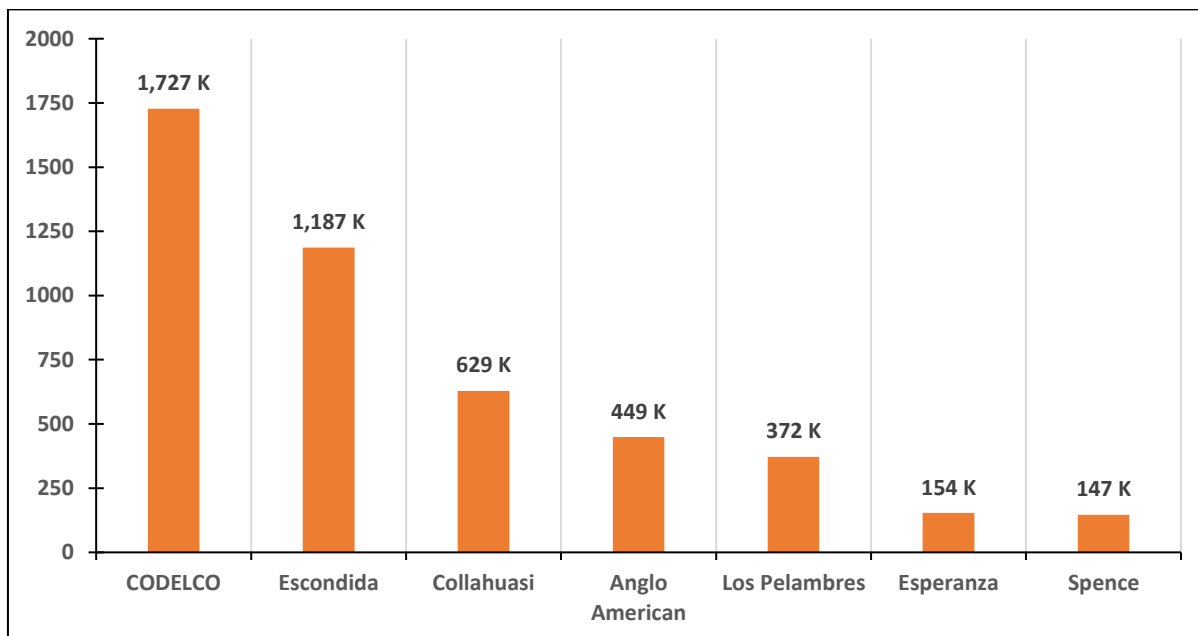


Figura 3-2: Miles de Toneladas de cobre fino producidas en 2020 por las principales empresas del sector minero chileno. Elaborado en base a datos extraídos de [3].

La fundición Chagres, es una de las siete fundiciones de cobre operativas del país y es el punto final de la cadena productiva del negocio de Anglo American. La operación cuenta con 624 trabajadores dirigidos por el gerente general Benjamín Martinich.

En el año 2020 la fundición produjo 108.700 toneladas de ánodos de cobre y 445.586 toneladas de ácido sulfúrico [4].

La Operación Chagres a la fecha es reconocida por sus bajas emisiones en comparación con las otras fundiciones del país. La meta por parte de la compañía es alcanzar el cero daño en materia de salud, seguridad ocupacional y medio ambiente.

3.2 - Proceso productivo

El proceso productivo de Chagres está compuesto principalmente por dos macroprocesos, el primero correspondiente a la fundición del concentrado para la obtención de ánodos de cobre, y el segundo es el tratamiento medioambiental de los gases de proceso realizado en las plantas de ácido, de las cuales se obtiene como producto ácido sulfúrico. El diagrama general se presenta en la Figura 3-3.



CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

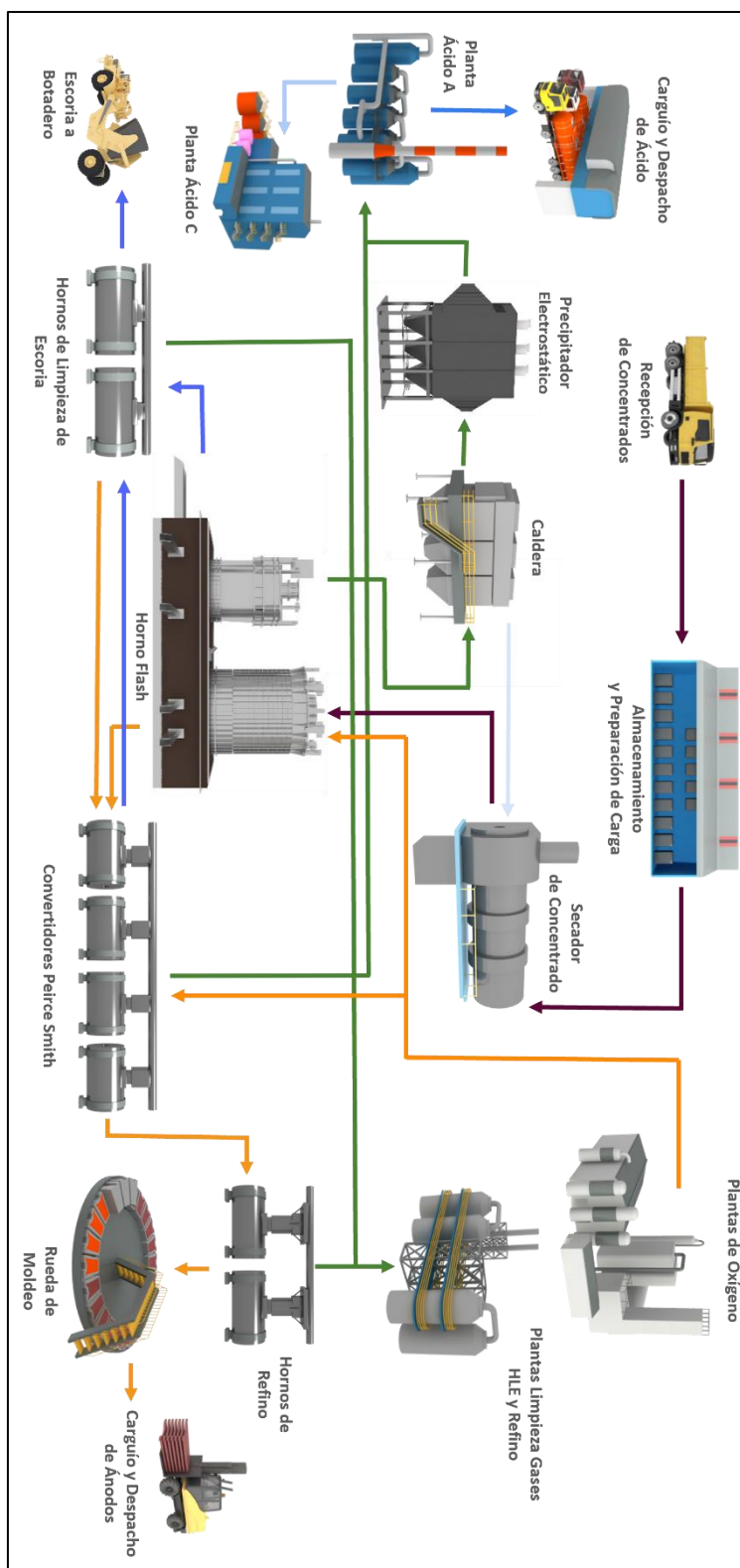


Figura 3-3. Diagrama Fundición Chagres [5].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

3.2.1- Recepción y almacenamiento de concentrado

El proceso de producción de Fundición Chagres comienza con la recepción y almacenamiento del concentrado de cobre, el cual se presenta como polvo fino de color gris oscuro con un contenido de cobre del orden del 20% y 8 a 9% de humedad. Ver Figura 3-4.



Figura 3-4: Concentrado de cobre [6].

El concentrado es transportado en camiones con una capacidad de 29 toneladas, estos arriban principalmente de las operaciones El Soldado, ubicada en la ciudad de el Melón y la planta de flotación de las Tórtolas la cual procesa minerales de la mina Los Bronces, ubicada en la comuna de colina.

La empresa cuenta con un edificio de acopio cerrado, con una capacidad para 10.000 toneladas, divididas entre 16 tolvas que almacenan en mayor medida el concentrado y en menor medida sílice.

3.2.2- Preparación de carga y secado para el concentrado

La preparación de carga consta de la determinación de la cantidad de concentrado que alimentará al proceso, esta depende de la cantidad de azufre y sílice de los distintos concentrados almacenados. Desde las tolvas de almacenamiento el concentrado es paleado con un cargador frontal hacia las correas de transporte que descargan posteriormente en los silos diarios. Se cuenta con 4 silos, 2 por separado para las operaciones de El Soldado y Los Bronces, 1 para concentrado de terceros y el ultimo para almacenamiento de sílice fina.

De estos silos diarios se prepara la cantidad a dosificar hacia las correas que transportaran el concentrado hasta los secadores, los cuales tienen como objetivo la disminución de la humedad hasta un porcentaje inferior al 0,2%.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

El esquema de lo detallado anteriormente se puede encontrar en la Figura 3-5.

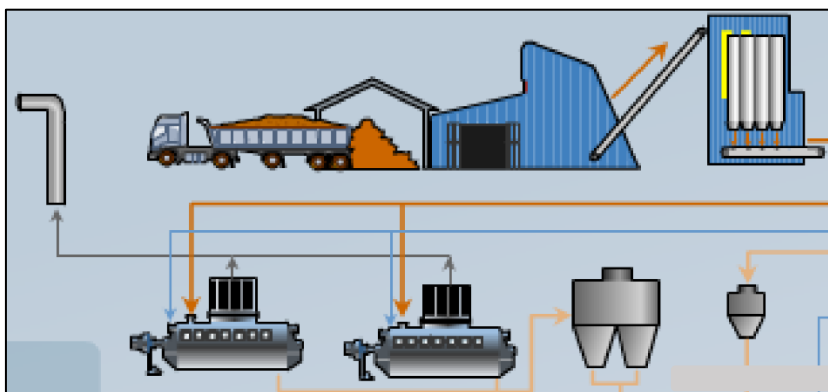


Figura 3-5: Circuito de almacenaje y secado [7].

La tecnología de secado implementada en la fundición corresponde al secador a vapor Kumera (Figura 3-6), el cual disminuye la humedad por conducción a través de un tambor giratorio con calentamiento directo a través de vapor como fuente de energía, teniendo una capacidad de secado de 140 t/h con un gasto de vapor entre 2 a 26 t/h [8].

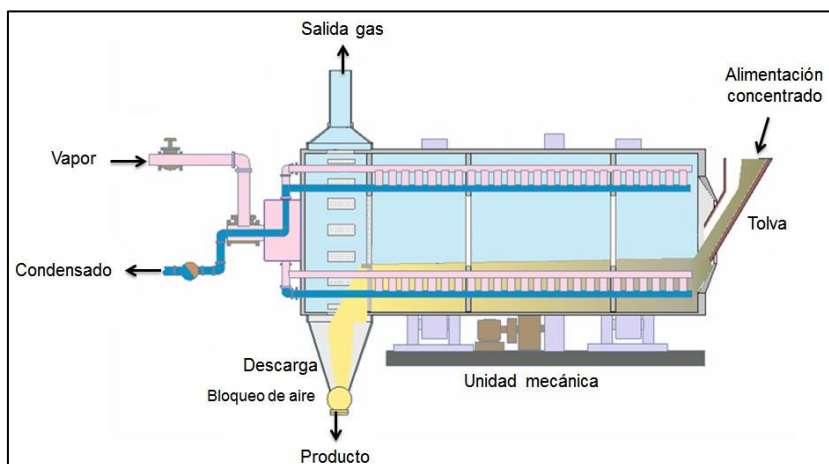


Figura 3-6: Ejemplo de Secador Kumera [8].

Para transportar el concentrado seco se usa un sistema de transporte neumático de fase diluida con nitrógeno, este lo lleva hacia una tolva con capacidad para 400 toneladas, de la cual se cargan dos silos dosificadores que almacenan 30 toneladas, estos últimos permiten dirigir el concentrado hacia el quemador del Horno Flash mediante la aplicación de tornillos dosificadores.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

3.2.3- Proceso de fusión del concentrado y recuperación de calor

En esta etapa se funde el concentrado a una tasa promedio de 70 t/h, esto se realiza mediante diferentes reacciones de oxidación con aire enriquecido en oxígeno, con el objetivo de aumentar la ley de cobre mediante la eliminación de impurezas (S, Fe, As), estas reacciones se llevan a cabo en la torre de reacción del horno de fusión Flash.

La alimentación de concentrado es realizada a través de una lanza (Ver Figura 3-7) en conjunto con aire de distribución y aire enriquecido en oxígeno. Este sistema de inyección permite la distribución uniforme de los reactivos dentro del Horno Flash.

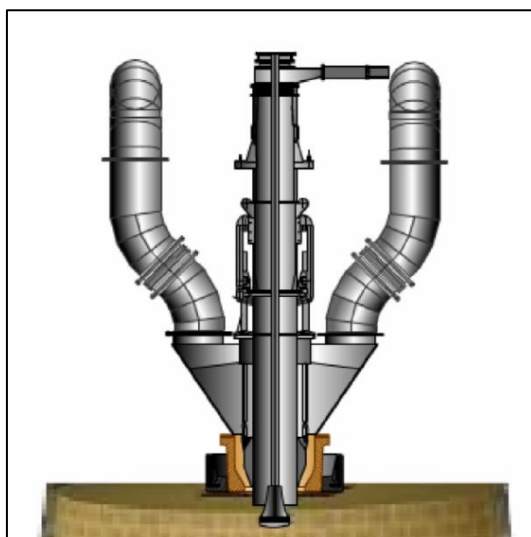
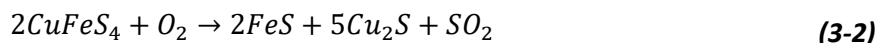
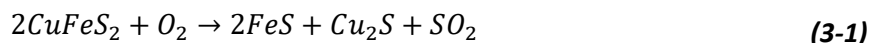


Figura 3-7: Sistema de inyección de aire y concentrado [7].

Las reacciones llevadas a cabo en la torre de reacción con oxígeno sub estequiométrico en su mayoría son exotérmicas, entregando así la energía necesaria para realizar la fusión del material.

Las reacciones son detalladas a continuación:

- Reacciones piríticas:



CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

- Reacciones formación de escoria:



El concentrado fundido, conviviendo en 2 fases inmiscibles, se deposita en el *settler*, zona inferior del Horno. La sílice presente en el concentrado y la añadida en etapas anteriores de proceso reacciona y genera una fase rica en óxidos de hierro, llamada escoria, esta contiene una ley de cobre entre 1 a 2%. La otra fase, llamada eje, es rica en sulfuros de cobre y hierro con una ley de cobre entre 55 a 62%, esta fase más densa se deposita en el fondo del *settler* mientras que la escoria queda en la capa superior del mismo. Un ejemplo de lo antes mencionado se presenta en la Figura 3-8.

La escoria es evacuada por la parte superior del horno y enviada mediante canales a los hornos de limpieza de escoria (HLE de ahora en adelante), donde se recupera la mayor parte del cobre que contiene. El eje es sangrado desde la parte inferior del *settler* a ollas, estas son transportadas mediante puente grúa a los convertidores Pierce Smith para continuar la concentración de la ley de cobre.

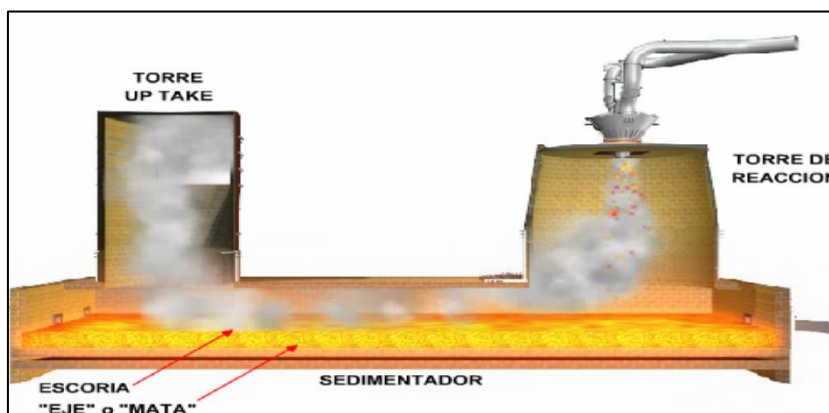


Figura 3-8. Ejemplo de operación en Horno Flash [7].

Los gases al salir del Horno Flash mantienen una temperatura cercana a los 1400°C, debido a esto, pasan por una caldera recuperadora de calor, cuyo vapor es utilizado para secar el concentrado en las etapas anteriores del proceso. Los gases al salir de la caldera pasan a precipitadores electrostáticos secos para remover parte de los polvos metalúrgicos arrastrados por la corriente.

La corriente gaseosa se desplaza gracias a la succión de los ventiladores de tiro inducido (VTI) de la Planta de Ácido Sulfúrico, donde es eliminada la alta concentración de dióxido de azufre produciendo ácido sulfúrico.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

3.2.4- Conversión

Esta etapa constituye la mayor concentración de cobre en la fundición, dado que el producto de esta operación es cobre blister de una pureza del 98,6%. El eje extraído en ollas desde el Horno Flash es transportado hasta la zona de conversión, donde se cuenta con 4 Convertidores Pierce Smith (CPS de ahora en adelante), estos equipos permiten la oxidación progresiva del eje mediante la inyección de aire por toberas para eliminar en primera instancia el hierro y en segunda etapa el azufre. Un ejemplo de estos convertidores se presenta en la Figura 3-9.

Para la primera etapa llamada soplado de hierro, se agrega cuarzo (SiO_2) como agente formador de escoria, de esta manera es oxidado el hierro y parte del azufre contenido en el eje. La escoria es eliminada por la boquilla del convertidor y enviada a los HLE para su tratamiento. El producto sobrante en el convertidor se denomina metal blanco, este contiene alrededor de un 75% de ley de cobre.

En la segunda etapa, llamada soplado de cobre, el azufre remanente es oxidado mediante la inyección de aire enriquecido con oxígeno, obteniéndose el producto final como cobre blister, este es trasladado en ollas hacia los hornos de refinación.

Las reacciones asociadas a cada soplado se detallan a continuación:

- Soplado de hierro:



- Soplado de cobre:



El azufre oxidado abandona los convertidores en la corriente de gases generados, estos son succionados por los ventiladores de la Planta de Ácido Sulfúrico. Ver Figura 3-10.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

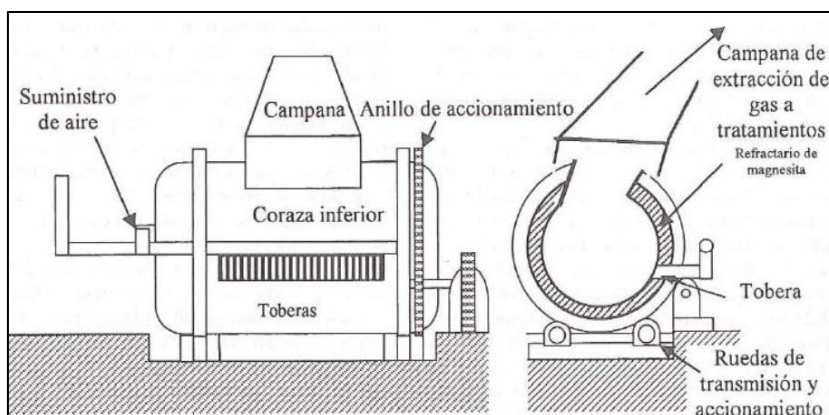


Figura 3-9: Ejemplo de Convertidor Pierce Smith [9].

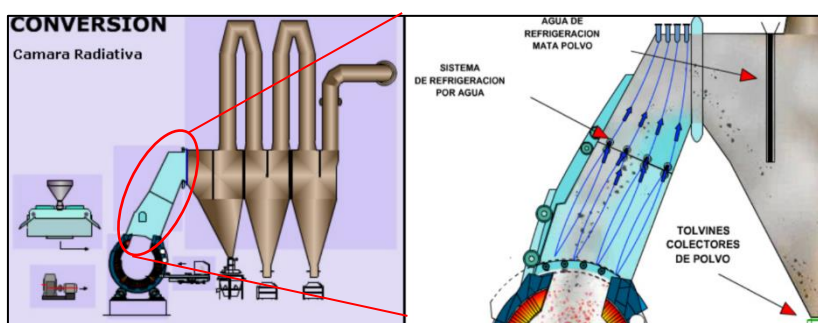


Figura 3-10: Sistema captación de gases Convertidor Pierce Smith [7].

3.2.5- Limpieza de escoria

La escoria proveniente del Horno Flash y de la primera etapa de soplado de los CPS, es un silicato ferroso que contiene hierro, sílice y en menor cantidad magnetita, esta última es eliminada utilizando el hidrocarburo Enap 6, el cual en conjunto con el aire dan las condiciones necesarias para que se desarrolle la reacción de eliminación.

El cobre que aún queda en la escoria se encuentra principalmente atrapado mecánicamente, por esto al disminuir la magnetita de la escoria se traduce en una disminución de la viscosidad de esta, acelerando la decantación de partículas de cobre.

La escoria obtenida tras el proceso de limpieza contiene menos del 1% en ley de cobre, esta es sangrada a ollas que son transportadas por un camión especialmente equipado (ver Figura 3-11) hacia el sector de acopio de escoria.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES



Figura 3-11: Camión de escoria Kress [2].

El producto remanente dentro de los HLE es sulfuro de cobre, el cual también es llamado “plateado”, este es llevado a tratamiento en los CPS donde es mezclado con el eje obtenido del Horno Flash.

Las reacciones que ocurren en esta etapa son detalladas a continuación:

- Reducción mediante *cracking* de hidrocarburos:



CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES



- Sedimentación



3.2.6- Refinado y moldeo de ánodos

El cobre blister anteriormente sangrado de los CPS es tratado en un proceso continuo de dos etapas en los hornos de refino.

La primera consiste en la inyección de aire para lograr la oxidación del azufre residual presente, una vez acabada esta, se procede a la segunda etapa, la cual corresponde a la eliminación de trazas de oxígeno mediante la utilización de algún hidrocarburo, en este caso gas natural. El producto obtenido tras las dos etapas de refinado es cobre anódico de una pureza de 99,6% en cobre.

El cobre anódico es conducido mediante canales a la rueda de moldeo de la fundición, el trasvasije al molde es realizado mediante una cuchara basculante. Se tiene una capacidad entre 16 a 32 ánodos que pesan entre 278 y 420 kg, lo que se traduce a una producción entre 40 a 80 [t/h].

En la Figura 3-12 se presenta la zona de moldeo de ánodos.

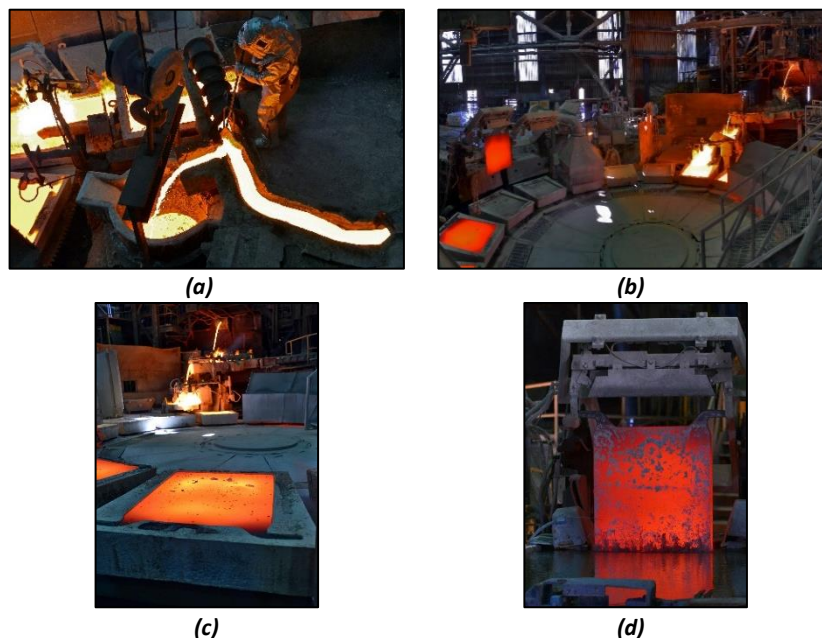


Figura 3-12: Zona de moldeo de ánodos: (a) Trasvasije, (b) Rueda de Moldeo, (c) Molde, (d) Ánodo de Cobre [7].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

Los ánodos una vez moldeados son despachados al patio de carguío para su enfriamiento y posterior comercialización.

3.2.7- Planta de ácido calidad A

La principal función de la planta de ácido calidad A (grado minero y papelerero) es de servicio medioambiental, dado que es la encargada del tratamiento de los gases provenientes tanto del Horno Flash como de los CPS que cuentan con una concentración elevada de dióxido de azufre (SO_2), para esto se cuenta con ventiladores de tiro inducido que aspiran los gases desde el final de la línea. El proceso parte con una cámara de mezcla para homogenizar el gas. Desde la cámara, la corriente de gas es aspirada hacia la zona de limpieza de la planta de ácido, que se compone de los procesos unitarios de: Humidificación, torre Venturi, enfriamiento y precipitación electrostática. En esta sección, los gases son limpiados de partículas metálicas y de neblina ácida.

Posterior a la zona de limpieza, los gases entran en la sección de contacto, donde se cuenta con 2 torres de secado, trenes de intercambiadores de calor, 1 reactor catalítico de 4 lechos y 2 torres de absorción. Primeramente, la corriente ingresa a los secadores para eliminar la humedad presente en el gas, dado que el catalizador utilizado en el reactor es envenenado por el vapor de agua. El gas seco ingresa a un tren de intercambiadores de calor que acondiciona la corriente hasta la temperatura de activación del catalizador, el cual disminuye la energía de activación de la reacción que convierte el SO_2 presente en la corriente en anhídrido sulfúrico (SO_3). Este compuesto es eliminado de la corriente gaseosa en las torres de absorción, donde se pone en contacto con una corriente de ácido sulfúrico.

Los gases limpios, con una carga menor a las 300 PPM de SO_2 , son evacuados por la chimenea de la planta de ácido cumpliendo así con el D.S 28 que establece un límite de 600 PPM de SO_2 .

3.2.8- Planta de ácido calidad C

De la sección de limpieza de la Planta de ácido calidad A, se obtiene ácido débil como residuo, éste proviene de la reacción del SO_3 presente en bajas cantidades con el agua utilizada en la limpieza de los gases. Este ácido débil arrastra los polvos eliminados en la sección de limpieza, entre ellos arsénico.

La Planta de ácido calidad C busca tratar el arsénico del ácido débil con un proceso de sulfurización para obtener un producto comercializable.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

La sulfurización consiste en agregar hidrosulfito de sodio, el cual permite precipitar tanto el arsénico como otros metales presentes en la solución en la forma de sulfitos, los cuales pueden ser removidos mediante absorción.

3.3 - Procesos unitarios planta de ácido sulfúrico A

La planta de ácido sulfúrico cuenta con dos secciones, una de limpieza y una de contacto con diversas unidades para eliminar el SO_2 presente en la corriente gaseosa proveniente tanto del Horno Flash como de los CPS, así como de una dotación de 28 operadores distribuidos en 4 turnos rotativos.

El diseño de la planta es para el tratamiento de $150.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de gas seco con una carga del 12% v/v de SO_2 , produciendo 1880 toneladas de ácido sulfúrico al 99,5% al día. Actualmente la producción se encuentra rondando las 1640 toneladas diarias.

La reacción realizada en el reactor catalítico es autógena para concentraciones de SO_2 mayores al 5% v/v, por lo que la planta cuenta con un sistema de soporte térmico para mantener caliente el reactor en caso de mantenimientos o fallas operacionales.

La planta se encuentra en operación desde el año 1995 con absorción simple, recibiendo una mejora en el año 1998 para incorporar la tecnología de doble absorción, presentando una eficiencia de eliminación de SO_2 de 99,73% con emisiones menores a los 300 ppm.

En la Figura 3-13 se presenta un diagrama de bloques que ejemplifica el proceso de la planta de ácido.

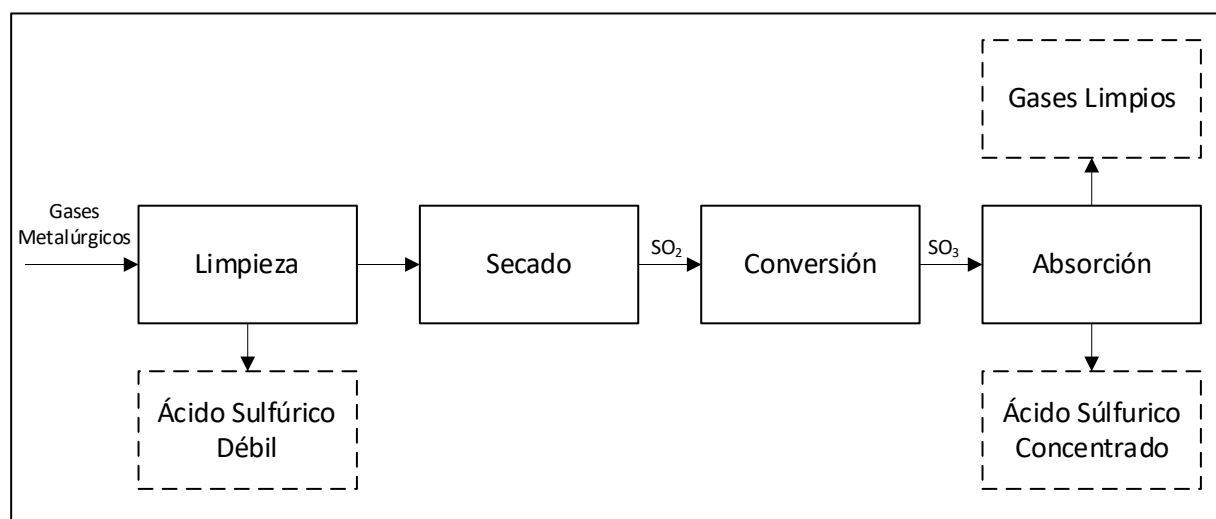


Figura 3-13: Diagrama de bloques de la Planta de Ácido Sulfúrico.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

3.3.1- Limpieza y enfriamiento de gases

Los gases metalúrgicos contienen diversos agentes, así como polvos, humo metalúrgico e impurezas del mineral, como halógenos (flúor y cloro), selenio y arsénico.

Por esto, el diseño de la planta correspondiente a la empresa Lurgi, cuenta con diversos equipos que permiten la correcta limpieza del gas para no comprometer las unidades de proceso.

En la Figura 3-14 se presentan las operaciones unitarias presentes en esta sección de proceso, las cuales se detallan a continuación.

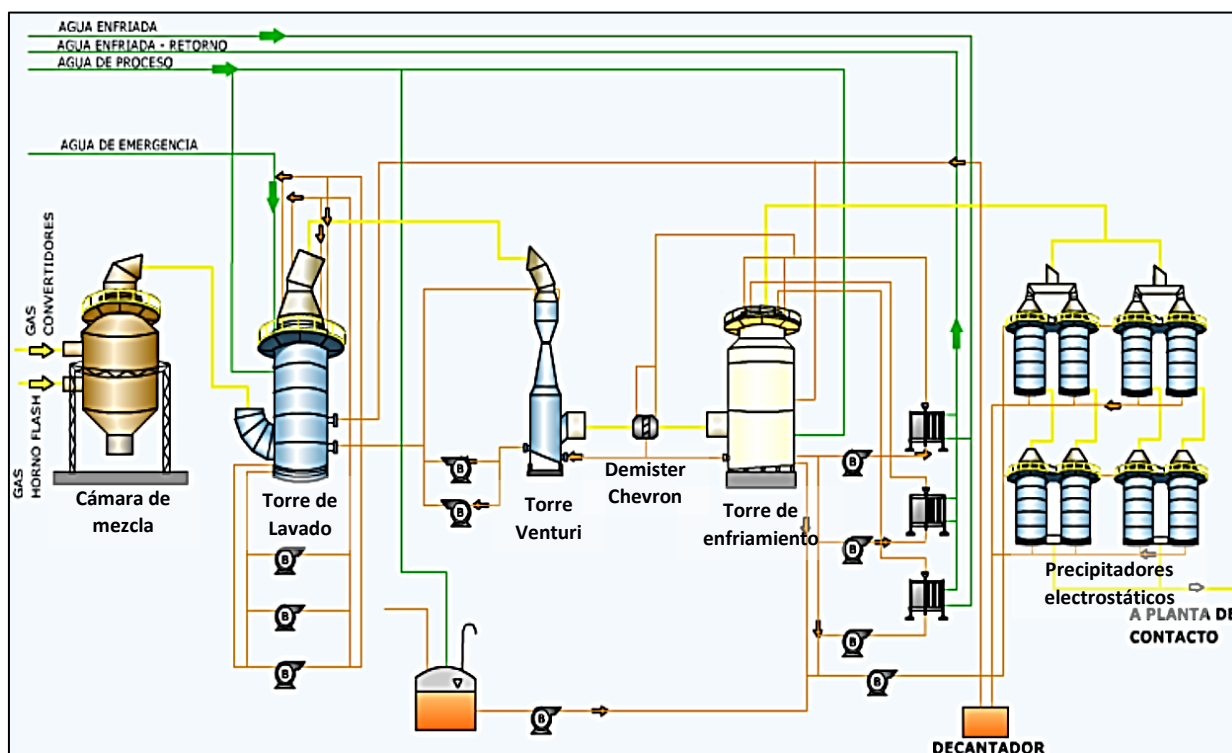


Figura 3-14: Diagrama Zona de Limpieza y Enfriamiento, Planta de Ácido Sulfúrico [10].

A) Cámara de mezcla

Los gases provenientes del Horno Flash componen alrededor del 30% del flujo que ingresa a la planta de ácido, mientras que los gases provenientes de los CPS representan el 70% restante. Dado que las corrientes presentan diferencias en su concentración de SO_2 (6% en CPS y 40% en Horno), se utiliza una cámara de mezcla para homogenizar el gas y precipitar parte del polvo e impurezas presentes en el flujo.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

Los gases entran a la cámara a una temperatura superior a los 310°C y la abandonan a temperaturas cercanas a los 300°C. En la Figura 3-15 se presenta un ejemplo de la cámara.

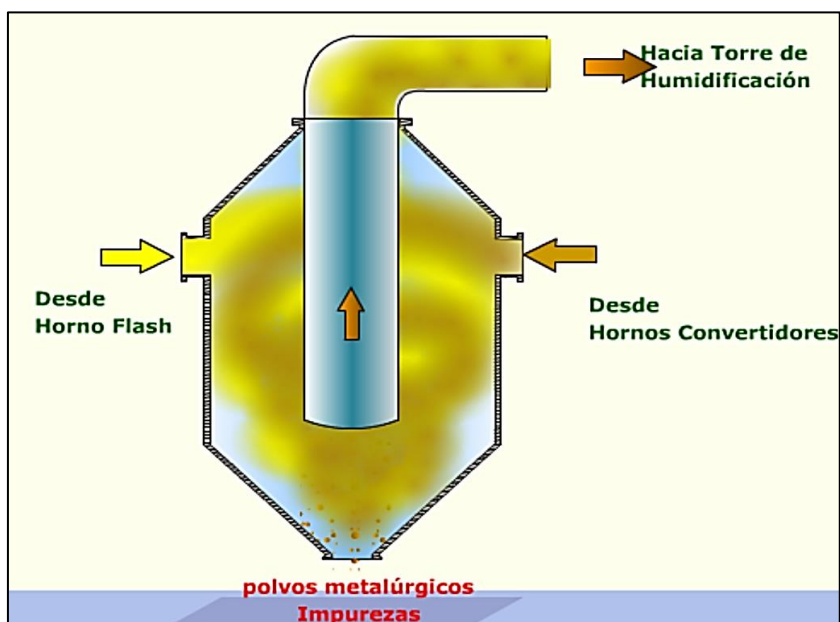


Figura 3-15. Cámara de mezcla, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

B) Torre de Lavado

La torre de lavado, también llamada torre de humidificación, recibe los gases de la cámara de mezcla a una temperatura cercana a los 300°C. El objetivo de esta torre es enfriar la corriente gaseosa y eliminar polvos, impurezas y humo. Para esto, se utiliza ácido débil de concentración al 30% en H_2SO_4 en contra corriente.

El gas se lava y enfría adiabáticamente por medio de la evaporación del agua presente en el ácido de lavado, este último es recirculado a través de bombas a las toberas ubicadas en la parte superior de la torre. Una corriente envía el sobre flujo a estanques a la espera de su tratamiento en la planta de ácido C.

El ácido de lavado entra a la torre a una temperatura cercana a los 65°C, mientras que los gases abandonan la torre a una temperatura entre los 55 y 70°C.

Un ejemplo de la torre se presenta en la Figura 3-16.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

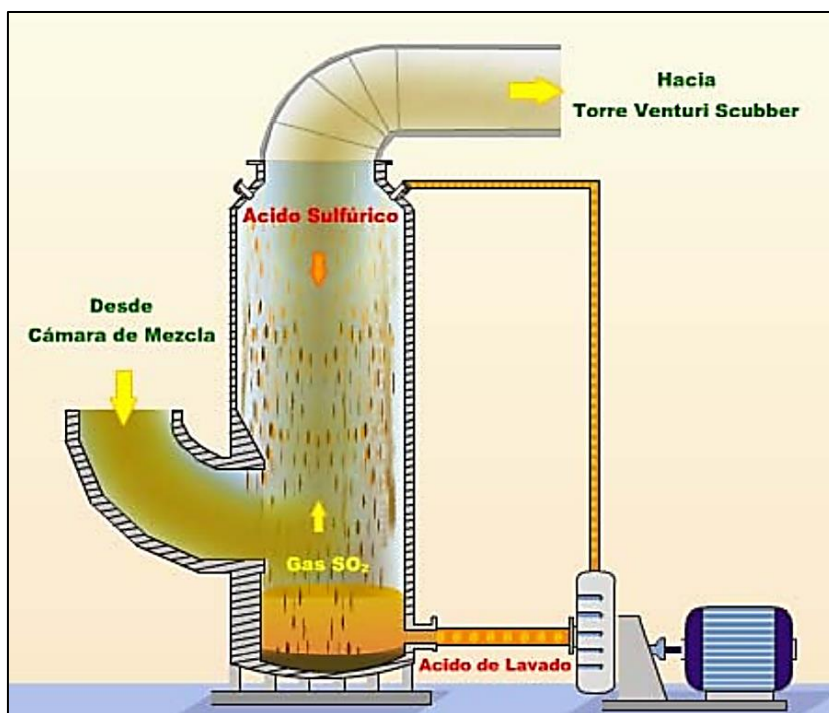


Figura 3-16: Torre de lavado, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

C) Torre Venturi Scrubber

Este equipo recibe la corriente gaseosa desde la torre de lavado a una temperatura de 60°C, con la función de continuar lavando las partículas suspendidas en el gas. Para esto la torre utiliza ácido débil al 10% de concentración en H_2SO_4 en co – corriente.

La forma particular de la torre, que incorpora una reducción en su diámetro, provoca una pérdida de carga de 300 mm.c.a. (la presión de entrada a la torre es de -40 mm.c.a.), así como el aumento en la velocidad de la corriente gaseosa, permitiendo que choque con el nivel de ácido de lavado que se encuentra en el fondo de la torre, el cual captura las partículas más gruesas de la corriente.

El gas abandona la torre a una temperatura cercana a los 50°C.

En la Figura 3-17 se presenta un ejemplo de la torre Venturi Scrubber.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

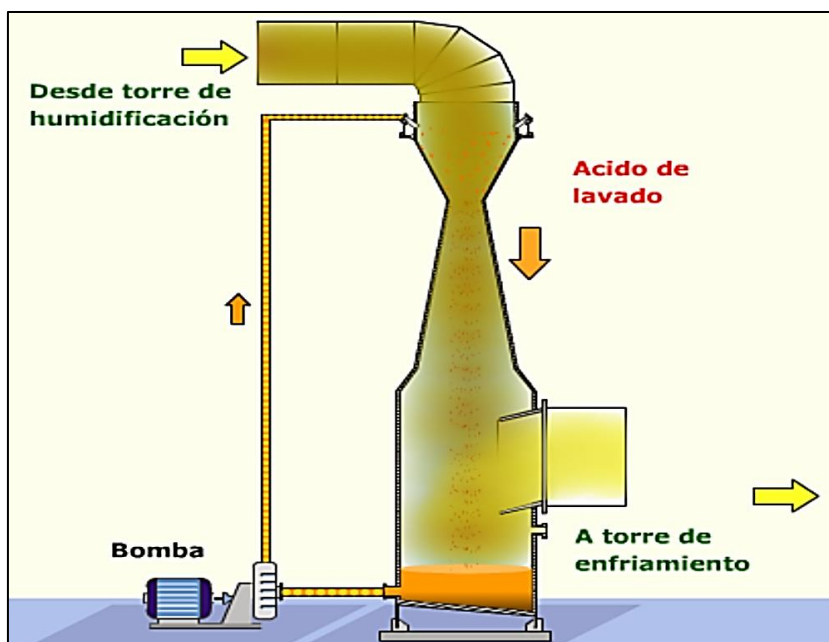


Figura 3-17: Torre Venturi Scrubber, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

D) Demister Chevron

Por la temperatura del proceso parte del ácido de lavado se evapora, generando neblina ácida que es arrastrada por la corriente gaseosa. Para tratar esta neblina se cuenta con un eliminador de gotas, Demister Chevron, Figura 3-18.

En esta unidad parte del polvo más fino es capturado en conjunto con la neblina, la temperatura del gas que circula por el equipo es de 50°C.

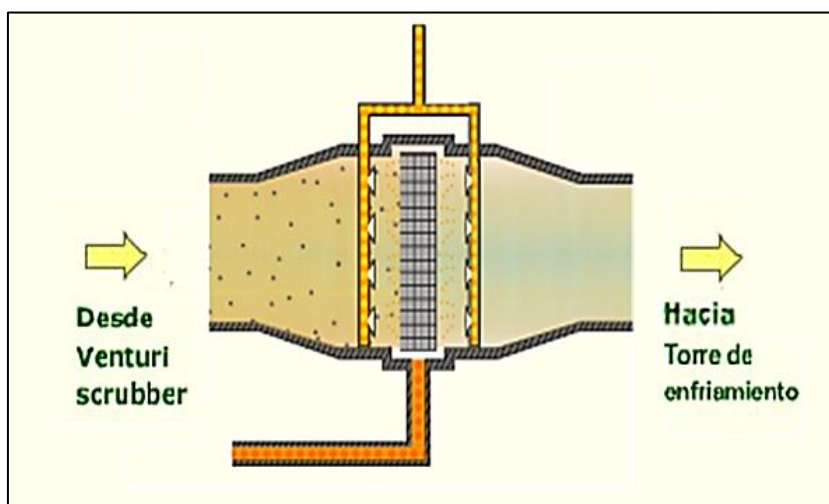


Figura 3-18: Demister Chevron, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

E) Torre de enfriamiento

La corriente gaseosa a 50°C debe ser enfriada por debajo de los 35°C para no dañar los precipitadores electrostáticos húmedos, para esto se utiliza una torre de enfriamiento empacada que hace circular en contra corriente ácido débil al 1% a una temperatura de 26°C.

El ácido de enfriado es recirculado por una bomba pasando por intercambiadores de placas. El sobre nivel es recirculado a la torre Venturi.

Para eliminar los halógenos presentes se añade al ácido de enfriamiento una solución de silicato de sodio, ya que, la presencia de flúor o cloro provoca daños estructurales y envenenamiento del catalizador en etapas posteriores.

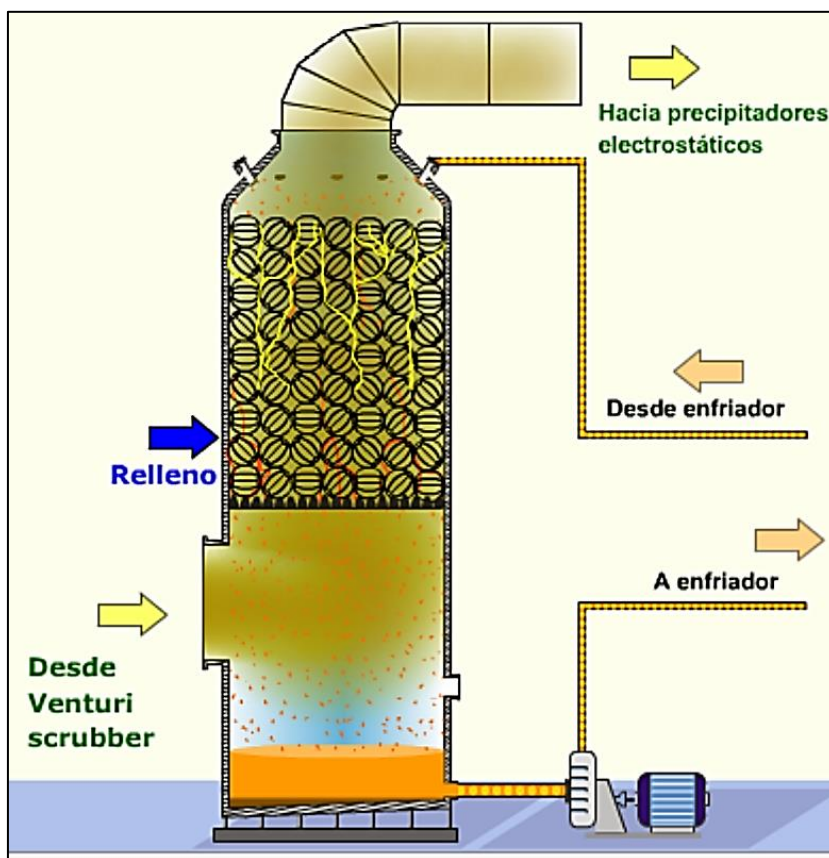


Figura 3-19: Torre de enfriamiento, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

F) Precipitadores electrostáticos húmedos

Para eliminar las partículas más finas de impurezas presente en la corriente, se utilizan precipitadores electrostáticos húmedos. En el interior de estos se produce una repulsión electrostática de las partículas que poseen la misma carga que el “Cable estrella”.

Los tubos de los precipitadores captan las partículas de polvo y neblina ácida que son decantadas por arrastre de la humedad. El ácido débil recolectado es recirculado hacia la torre de enfriamiento.

La planta cuenta con 4 series en paralelo de 2 precipitadores electrostáticos cada una.

En la Figura 3-20 se presenta un ejemplo de una serie de precipitadores.

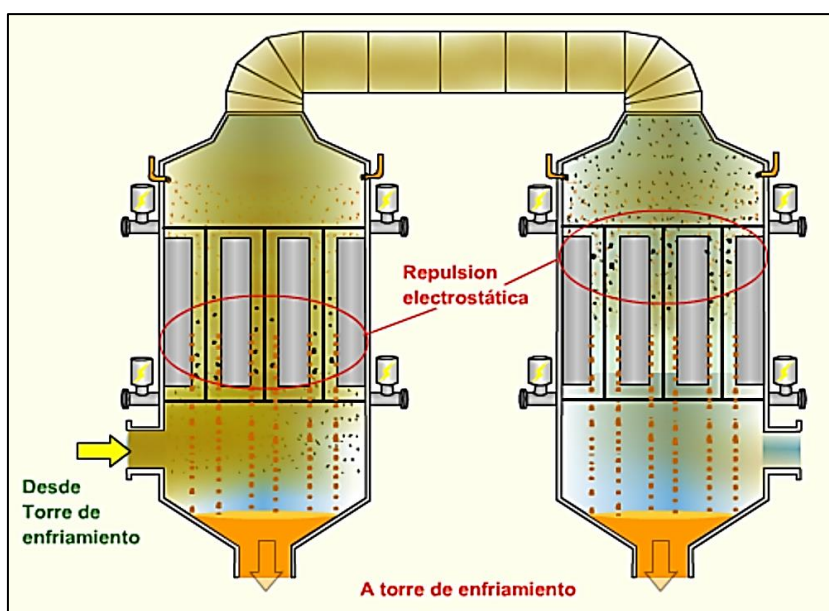


Figura 3-20: Precipitadores electrostáticos húmedos, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

3.3.2- Zona de Contacto

A esta sección hace ingreso el gas limpiado anteriormente con un porcentaje de SO_2 entre 5 a 12%, rango en que la reacción es autógena. Por sobre este rango la energía liberada por la reacción provocaría fallas estructurales.

El diseño de la zona de contacto estuvo a cargo de la empresa Monsanto, mientras que la mejora a la tecnología de doble absorción fue realizada por la empresa Fenco.

En la Figura 3-21 se presenta una fotografía de la zona de contacto de la planta.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES



Figura 3-21: Zona de Contacto, Planta de Ácido Sulfúrico [10].

A) Torres de secado

El gas limpio y húmedo es secado en dos torres empacadas con monturas de cerámica, ya que, si la humedad no es retirada es absorbida por el catalizador del reactor ocasionando que se desintegre y pierda rendimiento. Para esto, el gas es puesto en contacto a contra corriente con ácido sulfúrico al 96% en peso.

La torre de secado 1 tiene una capacidad de tratamiento de $105.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ mientras que la torre de secado 2 tiene una capacidad de $45.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

El vapor de agua es capturado en la corriente de ácido, dado que el vapor reacciona con el ácido sulfúrico formando óleum, también conocido como ácido sulfúrico fumante.

La corriente de gas hace ingreso a la torre a una temperatura de 40°C y la abandona a 83°C mientras que la corriente de ácido entra a 63°C y la abandona a 76°C . El aumento de temperatura se debe a que la reacción que ocurre en la torre es exotérmica.

El ácido de secado es almacenado en un tanque, desde el cual es recirculado e impulsado hacia el tope de la torre.

Para evitar el arrastre de neblina ácida hacia las siguientes unidades de proceso en el tope de la torre, se cuenta con dispositivos de captura, conocidos como velas.

En la Figura 3-22 se muestra un corte transversal de la torre para poder apreciar la interacción de las corrientes en su interior.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

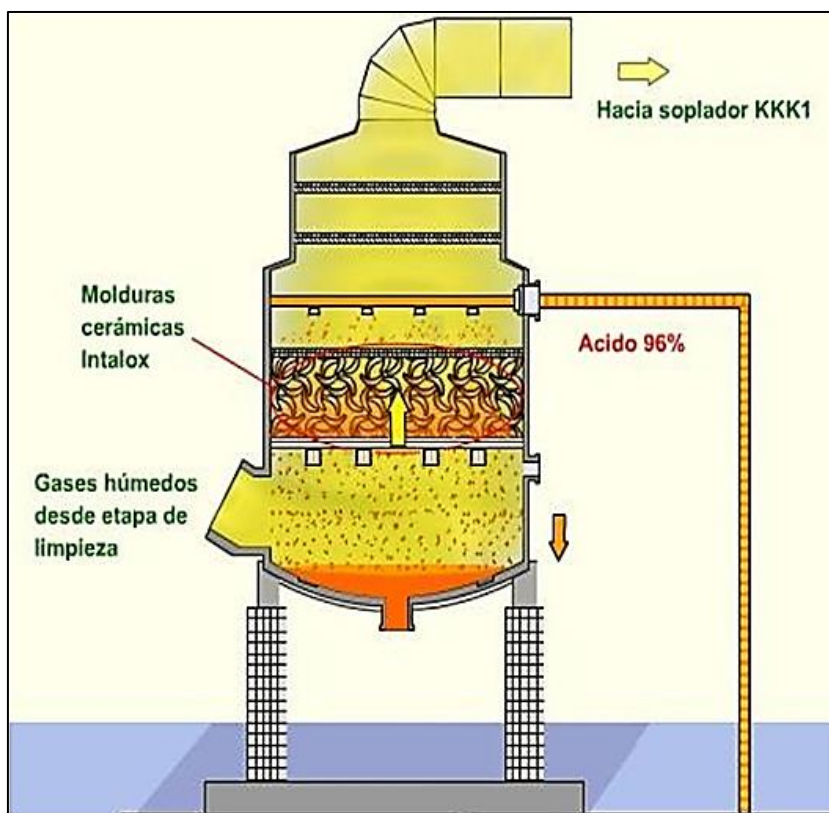


Figura 3-22: Torre de secado, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

B) Sopladores

Los gases son impulsados desde la cámara de mezcla por 2 sopladores de compresor radial con rodete dispuesto en voladizo, estos se encuentran después de las torres de secado, por lo que aguas arriba de los secadores se presentan presiones positivas mientras que aguas abajo la presión es negativa.

Los sopladores tienen su propio sistema de enfriamiento mecánico para asegurar la continuidad operacional.

Los sopladores son llamados en la planta KKK1 y KKK2.

La Figura 3-23 muestra un corte transversal del soplador mientras que la Figura 3-24 es un diagrama de la operación de secado.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

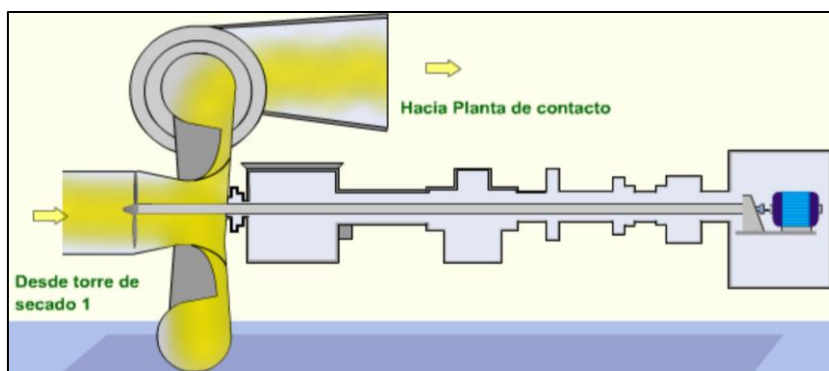


Figura 3-23: Soplador, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

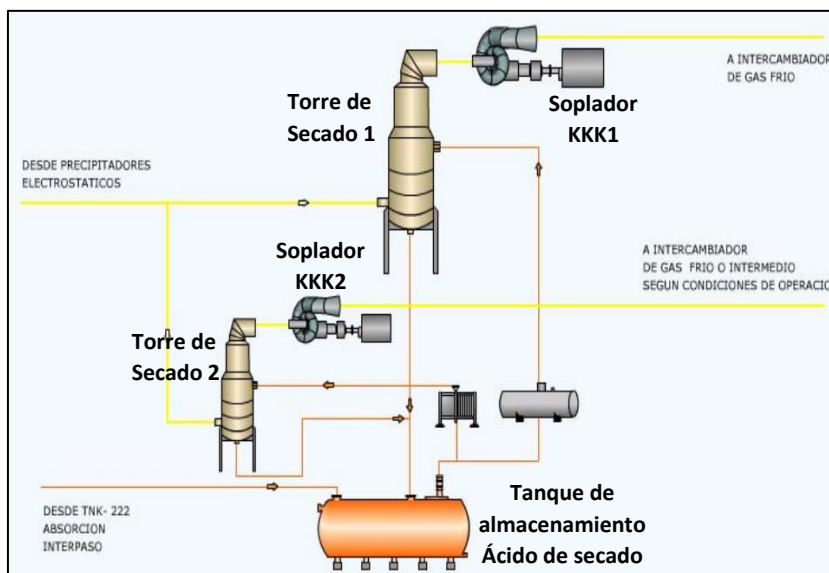


Figura 3-24: Diagrama de secado y sopladores, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

C) Tren de intercambiadores de calor

La corriente gaseosa impulsada por los dos sopladores kkk, entra en el tren de intercambiadores de calor, llamados en la planta coloquialmente como caliente, intermedio y frío, nombres dados por las temperaturas de los fluidos de servicio, los cuales acondicionan las corrientes de proceso a la temperatura de reacción.

Los 3 intercambiadores de calor utilizan como fluido caliente las corrientes de salida de los distintos lechos del reactor, llamados en planta como pasos, teniendo el intercambiador caliente con la salida del paso 1, el intercambiador intermedio con la salida del paso 2 y el intercambiador frío con la salida del paso 4. Se cuenta con líneas de desvío de flujo, *bypass*, para regular la temperatura de entrada a los distintos pasos del reactor.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

En la Figura 3-25 se presentan las temperaturas de entradas y salidas en operación normal de los distintos intercambiadores de calor.

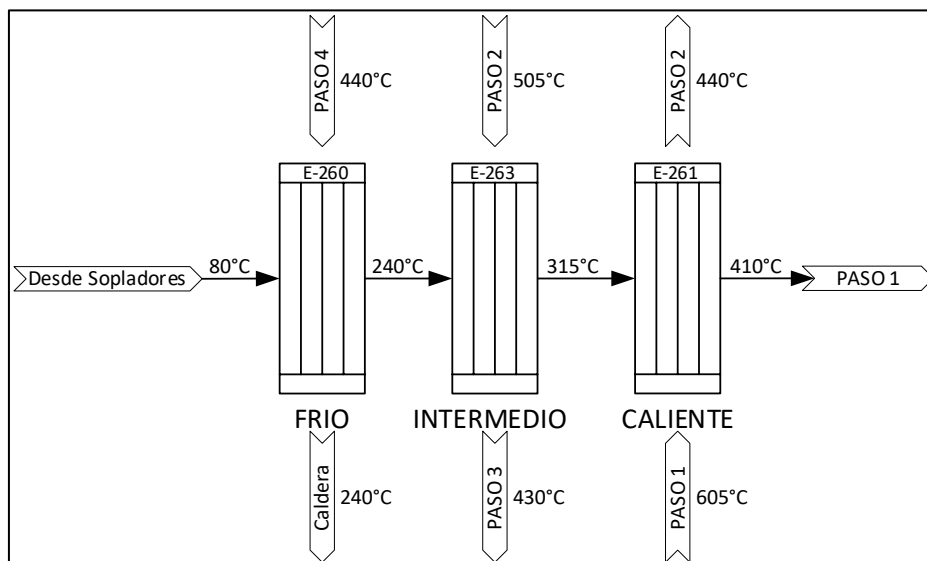


Figura 3-25: Tren de intercambiadores de calor, Planta de Ácido Sulfúrico.

Los intercambiadores de calor gas – gas son del tipo tubos y coraza. Un ejemplo se presenta en la Figura 3-26. El gas de proceso hacia el primer paso siempre circula por la coraza en el tren de intercambiadores de calor.

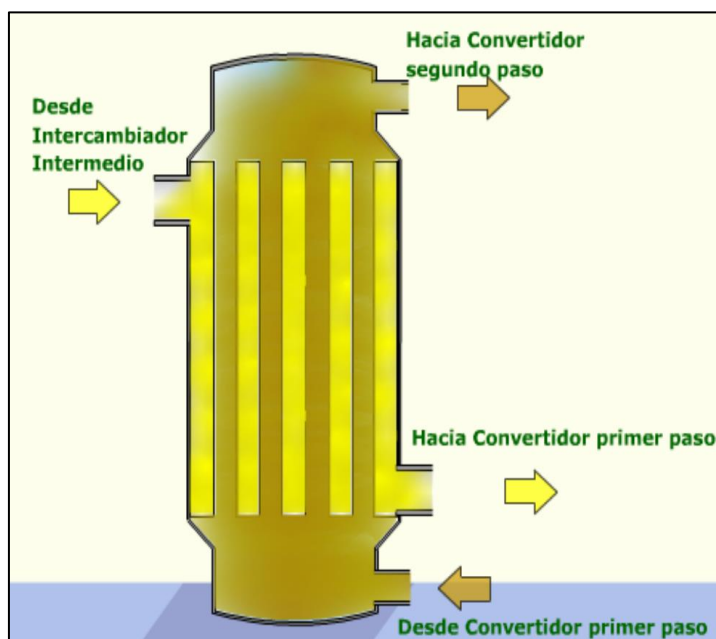


Figura 3-26: Intercambiador de calor, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

D) Reactor de conversión catalítica

El reactor está compuesto por 4 lechos de acero inoxidable que contienen al catalizador, denominados pasos. En cada lecho el gas ingresa por la parte superior y abandona el reactor por la parte inferior del paso. En la Figura 3-27 se presenta un ejemplo del reactor.

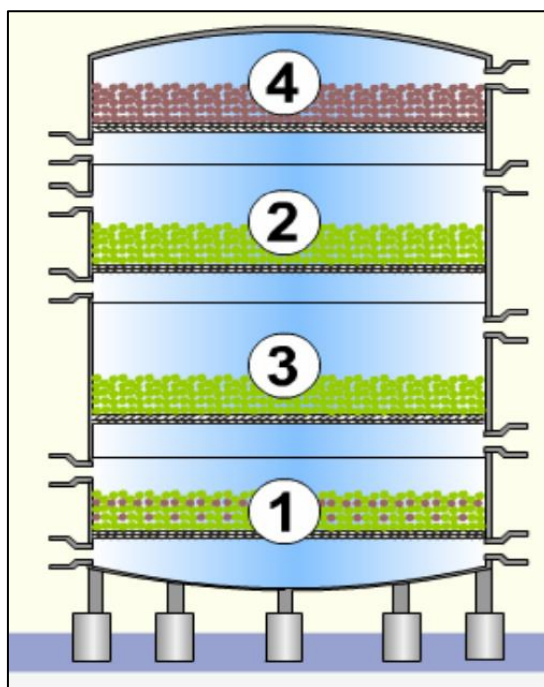


Figura 3-27: Reactor catalítico, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

La reacción exotérmica llevada a cabo es la conversión del SO_2 a SO_3 , donde el SO_2 correspondiente entre el 5 – 12% en volumen reacciona utilizando el oxígeno presente en la corriente gaseosa, correspondiente entre el 11 – 13% en volumen y a más del 100 % de exceso. La reacción se presenta en la Ecuación (3-18)



Los catalizadores utilizados en la reacción son los pentóxidos de vanadio (VO_5) con promotor de cesio (Cs) y potasio (K) de la empresa Halpor – Topsoe. El cesio reduce la temperatura de activación tradicional de 400°C (catalizador con promotor de potasio) a 370°C, lo que se traduce en una partida de planta más controlada, rápida y eficaz. En la Tabla 3-1 se presenta la distribución de los diferentes catalizadores del catálogo de Halpor – Topsoe utilizados en las camas del reactor.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

Tabla 3-1: Distribución de catalizador en reactor [10].

Cama	VK38 [L][12]	VK59 [L][13]	VK69 [L][14]
Paso 1	28.000	24.150	-
Paso 2	50.300	3.500	-
Paso 3	59.200	2.000	-
Paso 4	-	-	88.700
TOTAL	137.500	29.650	88.700

La corriente tras pasar por los pasos 1, 2 y 3, es dirigida hacia la torre de absorción intermedia, donde es absorbido el SO_3 generado hasta el momento. El flujo de gas lavado es de vuelta al paso 4 del reactor pasando por los intercambiadores de calor gas – gas, denominados Interpasos, que vuelven a acondicionar los gases a la temperatura requerida. El gas que abandona el Paso 4 es enviado a la torre de absorción final para luego ser evacuado por la chimenea de la planta con menos de 300 ppm en SO_2 .

En la Tabla 3-2 se presenta el porcentaje de conversión de cada paso, así como la conversión acumulada tras pasar por cada uno de ellos para un flujo de $18.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de SO_2 (base de diseño).

Tabla 3-2: Porcentaje de conversión en los distintos pasos del reactor.

PASO	SO_2 [Nm^3/h] _{entrada}	SO_2 [Nm^3/h] _{salida}	Conversión [%]	Conversión Acumulada [%]
1	18.000	8.082	55,1	55,1
2	8.082	2.379	70,5	86,8
3	2.379	1.042	56,2	94,2
4	1042	49	95,3	99,7

A medida que la corriente gaseosa circula por los distintos pasos, se va eliminando una cantidad importante de SO_2 , por lo que la energía liberada por la reacción va disminuyendo en cada uno de ellos. Debido a esto, la corriente presenta la mayor diferencia positiva de temperatura en el paso 1 y la menor en el paso 3, donde parte de la energía calienta el SO_3 de la corriente que aún no es absorbido.

E) Interpasos

Los Interpasos son intercambiadores de calor gas – gas del tipo tubos y coraza, siendo conocidos coloquialmente como caliente y frío por las temperaturas de los fluidos de servicio que manejan.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

El objetivo de estos equipos es acondicionar la corriente de gases lavados proveniente de la torre de absorción intermedia a la temperatura de reacción. Para esto se utilizan los flujos de salida del paso 1 y 3 como fluido de servicio.

En la Figura 3-28 se presentan las corrientes de entrada y salida de los Interpasos, así como sus temperaturas.

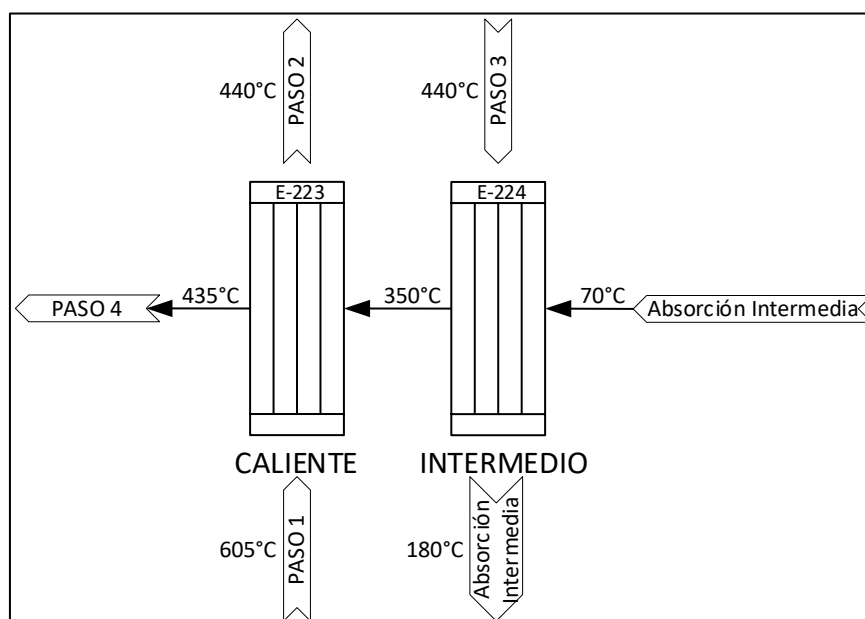


Figura 3-28: Interpasos, Planta de Ácido Sulfúrico.

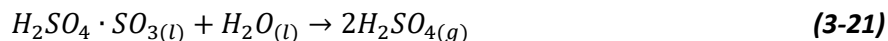
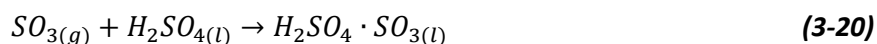
Es importante mencionar que tanto los intercambiadores de calor como los Interpasos cumplen como segunda función la de enfriar las corrientes de salida de cada uno de los pasos, esto con motivo de no presentar fallas estructurales por altas temperaturas.

F) Torres de absorción

La planta cuenta con 2 torres de absorción empacadas a contra corriente, que ponen en contacto la corriente gaseosa, con solución de ácido sulfúrico concentrado al 98,2% en peso para eliminar el SO_3 transformándolo en ácido sulfúrico.

Pese a que el SO_3 reacciona con agua, no se utiliza esta última en gran cantidad por la alta energía liberada, lo que provoca la presencia de neblina ácida por la evaporación del ácido sulfúrico formado. Pero, dado a que el SO_3 presenta una solubilidad mayor en el ácido sulfúrico que en el agua, se aprovechan las siguientes reacciones para la captura del agente gaseoso:

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES



La ecuación (3-20) es la reacción entre el trióxido de azufre y el ácido sulfúrico, dando como producto Óleum, también conocido como ácido sulfúrico fumante. Este es un producto muy inestable, pero gracias a la reacción presentada en la ecuación (3-21), se puede transformar en ácido sulfúrico nuevamente con el agua presente en la solución.

La primera torre de absorción, llamada torre de absorción intermedia, recibe los gases provenientes del tercer paso del reactor, generando el 95% de todo el ácido de la fundición. La segunda torre, la de absorción final, recibe los gases provenientes del paso 4 del reactor.

En la Figura 3-29 se presenta un corte transversal de la torre de absorción final para ejemplificar el funcionamiento interno de la torre.

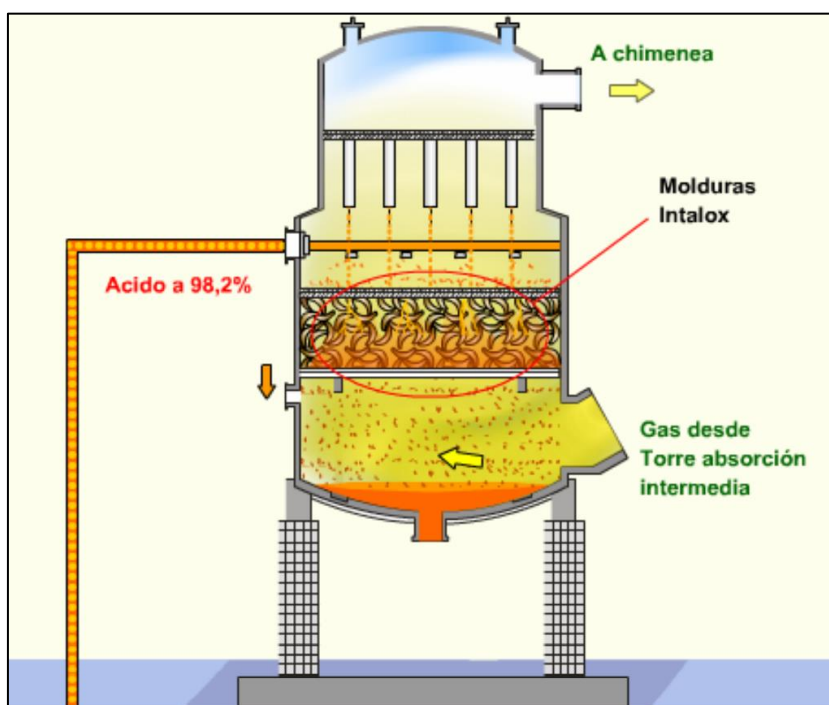


Figura 3-29: Torre de absorción final, Planta de Ácido Sulfúrico [11].

Los gases tras su paso por las torres de absorción son enviados a la chimenea de la planta.

CAPÍTULO 3 - OPERACIÓN CHAGRES

G) Caldera recuperadora de calor

Por las altas temperaturas alcanzadas en el proceso, la corriente que abandona el paso 4 del reactor entra a los tubos del intercambiador frío, para luego dirigirse a una caldera horizontal pirotubular recuperadora de calor.

Los gases luego siguen su camino hacia la torre de absorción final.

H) Tanques de almacenamiento

Se cuenta con 3 tanques de almacenamiento de ácido sulfúrico, estos almacenan ácido de las torres de secado y absorción.

Por la energía liberada en los procesos de calor de mezcla, secado y absorción, cada tanque cuenta con un intercambiador de calor de tubos y coraza que regula la temperatura a 35°C.

Estos tanques de almacenamiento están conectados entre sí por un sistema de bombas y cañerías, esto es con el fin de cruzar ácido entre los tanques. En el proceso de secado disminuye la concentración del ácido utilizado mientras que en los procesos de absorción aumenta dicha concentración. La concentración en los tanques se logra gracias al cruce realizado entre el tanque de secado y el de la torre intermedia, en caso de necesitarse está la posibilidad de incorporar agua de “*make – up*” al tanque de la torre de absorción intermedia y final.

I) Pre calentador

La tecnología de Horno Flash permite detener por unas horas para realizar mantenciones puntuales, disminuyendo la cantidad de SO₂ enviada a la planta de ácido, por esto, para mantener la temperatura de la planta cercana al punto de activación del catalizador, se cuenta con un precalentador de gases formado por dos equipos: una cámara de combustión horizontal y un intercambiador de gas formado por dos tubos concéntricos.

El Precalentador utiliza diésel como combustible. Los gases ingresan desde la planta al equipo, siendo descargados al paso 1 y 2. El paso 3 y 4 son calentados por arrastre de la corriente.

La temperatura mantenida al usar este equipo de soporte es cercana a los 390°C en la entrada al paso 1.

4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.1 - Sistemas de Control

La industria en su etapa temprana requería la supervisión y control manual de sus procesos mediante la vigilancia periódica por parte del operador de los diversos instrumentos de medición que se encontraban en terreno.

En los años 20 se comenzó a utilizar en la industria el control “on – off” y a finales de la década el control proporcional. Incorporando en la década de los años 30 los controladores con acciones proporcional, integral y derivativa (Control PID) [15].

Desarrollos posteriores en la década de los años 40 permitieron incorporar en la instrumentación sensores que podían enviar señales con los valores de las distintas variables del proceso, y además la incorporación de actuadores mecánicos, hidráulicos y neumáticos contribuyeron a la automatización gradual de las plantas. En los años 50 la tendencia a la automatización de procesos aumento debido a la incorporación de instrumentos electrónicos, llevando así la centralización del control a salas especializadas con todos los elementos necesarios para la supervisión del proceso [15].

4.1.1- Conceptos generales

Para el estudio de los sistemas de control es necesario conocer algunos conceptos de proceso. En términos de producción un proceso es aquel donde tanto materia como energía son tratados para elaborar un producto deseado o establecido, por lo que se cuenta con diversas entradas y salidas. Desde el punto de vista del control, un proceso es un bloque que consta de salidas, llamadas variables controladas (CV), donde es importante conocer y mantener sus valores, siendo el valor de referencia (SP) la entrada al controlador, mientras que las variables modificadas para mantener la salida serán las variables manipuladas (MV) y entradas al bloque de proceso. Por otro lado, aquellas variables que no pueden ser manipuladas, pero afectan a la variable controlada serán las variables de perturbación (DV).

En la siguiente figura se ejemplifica como se relacionan las distintas variables en lo conocido como lazo de control.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

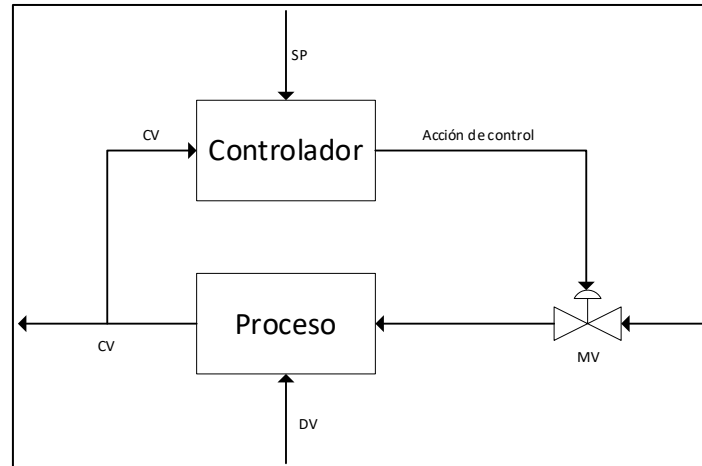


Figura 4-1: Variables en un lazo de control.

4.1.2- Clasificación de lazos de control

Según si el lazo de control consta de información desde la variable controlada se pueden clasificar en dos grupos, sistemas a lazo abierto y lazo cerrado [16].

Sistemas a lazo abierto: Los sistemas a lazo abierto no cuentan con información desde la salida del proceso, por lo que la variable controlada no tiene efecto sobre las acciones de control. En otras palabras, la salida no se compara con el valor de referencia entregado al controlador. Por tanto, a cada valor de referencia le corresponde una condición de operación fija, lo que vuelve al control muy dependiendo de la calibración realizada al sistema. Si existen perturbaciones en el proceso, por lo antes mencionado, el control no las puede detectar y la variable controlada se aleja de la condición deseada.

Sistemas a lazo cerrado: Estos sistemas cuentan con información de la variable controlada, constándose con la diferencia entre la variable controlada y el valor de referencia deseado en el controlador. Estos sistemas son sensibles a las perturbaciones, dado que si éstas influyen de gran manera en el proceso el error de actuación del controlador aumentará, siendo detectado en la realimentación, permitiendo ejecutar acciones de control para corregir dicha perturbación. Por tanto, es posible utilizar componentes imprecisos y relativamente económicos para obtener un control adecuado sobre una instalación determinada, mientras que esto no es posible en el caso de sistemas de lazo abierto. Pese a esto, el número de elementos necesarios en el control en lazo cerrado es bastante mayor, llevando a que su implementación presente costos mayores. Por otra parte, la estabilidad es un gran problema, ya que, la corrección de errores puede llevar a actuar en exceso produciendo oscilaciones de amplitud constante o cambiante.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.1.3- Modelado matemático de sistemas de control

Los procesos en la industria corresponden a sistemas dinámicos, por lo que para modelarlos se requiere de un conjunto de ecuaciones que representen con precisión o de manera bastante cercana la respuesta dinámica del sistema. Para cada sistema puede existir más de un modelo matemático, el cual dependerá del enfoque utilizado para su confección.

Por lo general la dinámica de diversos sistemas puede ser descrita mediante el uso de ecuaciones diferenciales. El modelado puede ser llevado a cabo mediante la fenomenología, respetando las leyes físicas que gobiernan sobre el proceso. El modelado fenomenológico requiere entonces conocer al menos los fenómenos de mayor relevancia en el proceso, lo que por la complejidad y precisión que requieren los sistemas actuales no siempre es posible, debido a esto se han elaborado una serie de métodos para la obtención de modelos matemáticos desde el punto de vista empírico.

Al desarrollar un modelo matemático, existe un compromiso entre la precisión y la simplicidad de éste, dado que al aumentar la complejidad del modelo se pueden obtener una mayor cantidad de puntos de divergencia, donde el modelo no será válido, complicando así el control en todo el horizonte de supervisión, por tanto, es recomendable obviar ciertas condiciones no lineales obteniendo así modelos simplificados, donde si el efecto de las propiedades ignoradas es pequeño se obtendrá una concordancia entre los resultados del modelo y la respuesta del sistema.

Un sistema será denominado lineal si se le puede aplicar el principio de superposición, en otras palabras, la respuesta global del sistema será igual a la suma de las respuestas individuales de las diversas salidas ante las entradas al proceso, esto permite tratar cada entrada al proceso individualmente, desarrollando así soluciones complicadas para el sistema solo sumando los distintos modelos de complejidad reducida.

Por otro lado, se asume para el modelado que el principio de casualidad se aplica a los sistemas, esto quiere decir que cualquier valor obtenido en el proceso solo dependerá de las entradas y condiciones anteriores, por lo que las entradas y condiciones futuras no afectaran de ninguna manera la condición actual [16].

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.1.4- Función de transferencia

Para sistemas que pueden ser modelados mediante ecuaciones diferenciales lineales invariantes en el tiempo, a menudo se usan las funciones de transferencia para relacionar las entradas y salidas. Ésta define completamente las características de estado estacionario y dinámico, es decir la respuesta total del sistema.

La función de transferencia se define como la relación de la transformada de Laplace de la variable de salida sobre la transformada de Laplace de la variable de entrada cuando todas las condiciones iniciales son cero, de lo contrario se originan términos adicionales en la función [17]. La forma general de la función se presenta en la ecuación (4-1).

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = K \frac{a_0 s^m + a_1 s^{m-1} + \dots + a_{m-1} s + a_m}{b_0 s^n + b_1 s^{n-1} + \dots + b_{n-1} s + b_n} \quad (4-1)$$

Donde:

$G(s)$ = Representación general de una función de transferencia.

$Y(s)$ = Transformada de Laplace de la variable de salida.

$X(s)$ = Transformada de Laplace de la variable de entrada.

K, a_m, b_n = Constantes

La constante K representa la ganancia del sistema en unidades de $Y(s)$ sobre unidades de $X(s)$, por tanto, permite conocer como cambiara la salida frente a una variación unitaria de la entrada. Las unidades de las demás constantes corresponden a tiempo y la unidad de s es de 1/tiempo. Si la potencia más alta de s en el denominador es igual a n , el sistema será llamado de orden n -ésimo.

Las raíces del polinomio del numerador anulan la función de transferencia y son llamados ceros de la función mientras que las raíces del denominador indeterminan la función y son conocidos como polos.

Si se desconoce la función de transferencia de un sistema, puede ser establecida experimentalmente introduciendo entradas conocidas y estudiando la salida del sistema [16].

Para sistemas de primer orden se tiene la siguiente forma general de la función de transferencia:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = K \frac{e^{-t_0 s}}{\tau s + 1} \quad (4-2)$$

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Donde t_0 corresponde al tiempo de retardo o tiempo muerto, que es el periodo de tiempo que demora el sistema en evidenciar un efecto frente a una variación de la entrada. τ es la constante de tiempo del proceso, su valor representa el tiempo que se necesita para que la respuesta del sistema alcance el 63,2% del cambio total. Una representación gráfica se encuentra descrita en la siguiente figura:

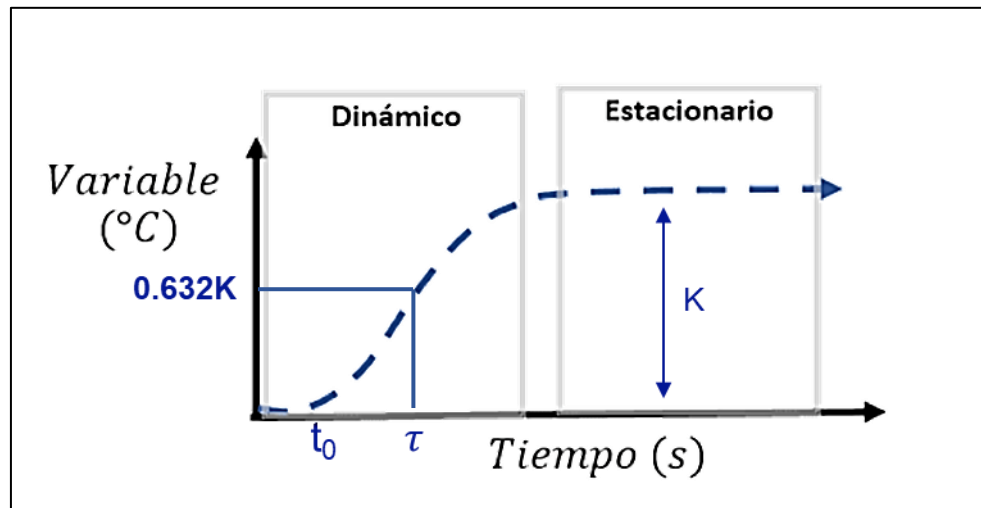


Figura 4-2: Respuesta de sistema ante perturbación unitaria de la variable de entrada [18].

Las funciones de transferencia de orden superior pueden ser aproximados a sistemas de primer orden, con el error asociado a ello, esto se realiza con el fin de simplificar los modelos matemáticos en la confección del control general de un sistema.

4.1.5- Control convencional de procesos

Los métodos de control más ampliamente usados desde 1950 en la industria son los siguientes:

- Control “ON-OFF”
- Control proporcional (P)
- Control proporcional con acción integrativa (PI)
- Control proporcional con acción integrativa y derivativa (PID)

Control “ON-OFF”: Este tipo de estrategia de control consta de solo dos posiciones para el actuador del control, el sistema al comparar la referencia con la variable controlada ejecutara una acción que llevara al elemento de control a utilizar una de las dos posiciones determinada. Este control provoca una alta variabilidad en el proceso como se puede apreciar en la Figura 4-3, donde el punto de consigna es el

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

valor de referencia (SP) que se desea tener en el proceso, siendo controlado por la apertura o cierre completo de una válvula de vapor.

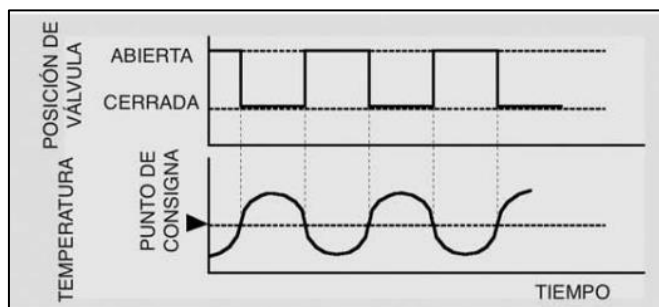


Figura 4-3: Comportamiento de control "ON-OFF" [15].

Control proporcional (P): Dado que el control "ON-OFF" responde ante errores negativos y positivos con respecto a la variable controlada, solo se consta de dos estados de operación para el proceso, pero dado a que los procesos respetan los balances de energía y materia, se puede mejorar el control si se logra realizar cambios más pequeños, ya que para cada condición del proceso existirá un valor óptimo de la variable manipulada. Lograr lo antes mencionado permitirá conseguir el estado estacionario cerca del punto de referencia deseado y a su vez se podrá compensar las variaciones de carga en el proceso. Por tanto, este tipo de control ejecuta cambios de manera proporcional al error entre el valor de referencia y la variable controlada. Un ejemplo se presenta en la Figura 4-4.

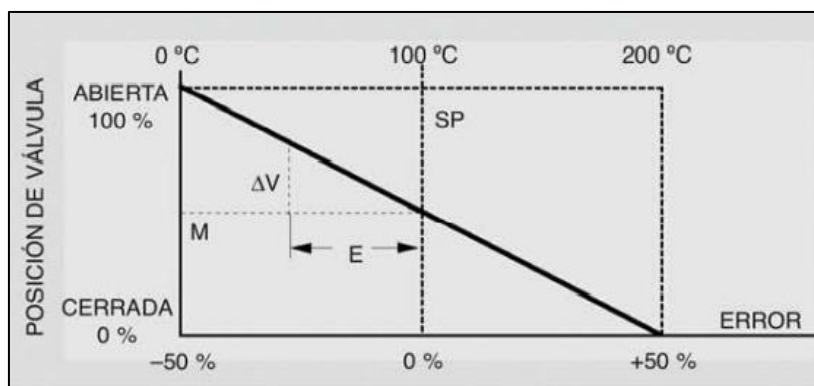


Figura 4-4: Comportamiento de control proporcional [15].

Control proporcional con acción integrativa (PI): Ante cambios en la carga del proceso o a la presencia de perturbaciones, el control proporcional presenta la deficiencia que genera el problema de control conocido como "Off Set", alcanzando el estado estacionario en una condición que presenta desviación con el valor de referencia deseado, esto puede ser solucionado mediante el reinicio del controlador

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

proporcional. Para automatizar este reinicio existe la acción integrativa, la cual suma al control proporcional un nuevo termino que es ahora proporcional a la integral del error, de esta manera si el error no fuera corregido este último término se mantendrá en crecimiento constante, de esta forma el controlador puede conocer si existe un “Off Set” y corregirlo.

En la Figura 4-5 se puede apreciar como la acción integrativa corrige frente a un cambio de caudal para mantener la variable controlada en el valor de referencia igual a 100°C, mientras que el control proporcional en el equilibrio queda con un “Off Set” mayor a 5°C.

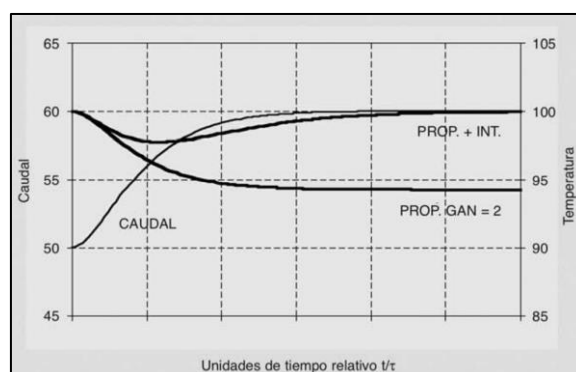


Figura 4-5: Comportamiento de control proporcional con acción integrativa [15].

Control proporcional con acción integrativa y derivativa (PID): El control PI requiere de ganancias pequeñas y tiempo integral de reajuste grandes para evitar la oscilación constante del sistema, por tanto, ante tiempos de retardo en la señal de control, al existir cambios en el proceso, se genera una desviación importante y se requiere de tiempo para volver al punto de referencia. Al añadir una acción derivativa se puede corregir este problema, ya que esta estará monitoreando la velocidad con la que cambia el error, acelerando así el accionamiento del control.

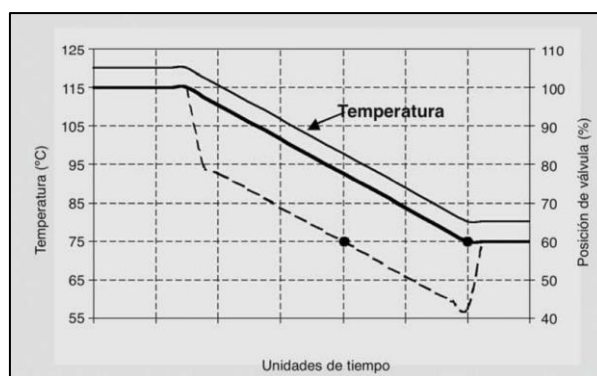


Figura 4-6: Acción derivativa en control [15].

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

En la Figura 4-6 se aprecia la diferencia entre el control proporcional (línea continua gruesa) y el con acción derivativa (línea punteada). Al inicio del cambio la acción derivativa provoca un cambio más brusco en la apertura de la válvula, cambiando después la pendiente de apertura a la misma del control proporcional, esto permite que se llegue al porcentaje de apertura de 60% antes que la acción proporcional por si sola.

La ecuación (4-3) describe los distintos términos, proporcional, derivativo e integrativo.

$$y = K_p e + K_i \int_0^t e(t) dt + K_d \frac{de}{dt} \quad (4-3)$$

$$K_i = \frac{K_p}{T_i} \quad (4-4)$$

$$K_d = K_p \cdot T_d \quad (4-5)$$

Donde:

y = Salida del controlador.

K_p = Ganancia proporcional.

e = Señal de error o desviación.

K_i = Ganancia integral.

t = tiempo.

T_i = Constante de tiempo integral.

K_d = Ganancia derivativa.

T_d = Constante de tiempo derivativa.

4.2 - Sistemas de control predictivo multivariable [19]

El control PID es la técnica de control básico más utilizada en la industria, donde más del 90% de los lazos de control utilizan esta tecnología a través de sistemas de control distribuido (DCS por sus siglas en inglés). El sistema DCS permite contar con una plataforma para el control automatizado y el funcionamiento de una planta o proceso industrial. El principal inconveniente de esta tecnología es que funciona relacionando dos o más variables y ejecutando correcciones una vez ya efectuada la desviación. El control de procesos requiere supervisar más de una variable a la vez, por lo que muchas veces los lazos PID se interfieren entre

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

sí, aumentando la oscilación de las variables del proceso, ya que cada lazo busca su objetivo individual sin conocer el objetivo de los lazos que se ven afectados por su acción, aquí nace la necesidad de elementos que aumenten la robustez del sistema de control.

La industria se encuentra hoy en día en la optimización de sus procesos debido al incremento de la competencia a nivel mundial, esto se logra reduciendo costos y maximizando el margen de ganancias. Los procesos más modernos cuentan con una gran cantidad de variables, las cuales presentan una fuerte interacción entre ellas, por lo que buscar el punto óptimo de operación en un proceso cuya condición operacional varía con el tiempo requiere de herramientas complejas que puedan utilizar los recursos disponibles para controlar y supervisar la operación. Los sistemas MPC son una de las tantas soluciones que se han levantado en el mercado para atacar esta problemática.

Las siglas en inglés, MPC, son usadas para referirse al control predictivo basado en modelos (*Model Predictive Control*), este tipo de control es utilizado en procesos multivariados donde la interacción entre los parámetros del proceso es significativa, por esto las siglas también se refieren al control predictivo multivariable (*Multivariable Predictive Control*), pero en la industria este tipo de sistemas son ampliamente conocidos como APC o controlador avanzado de procesos (*Advance Process Control*). Por lo que al usar cualquiera de estos términos siempre se estará refiriendo al mismo tipo de sistema que utiliza modelos predictivos en un ambiente de control multivariable.

4.2.1- ¿Qué es un MPC?

En los procesos industriales rara vez las variables controladas se ven influenciadas por una única variable independiente, es más, el valor que tendrá la variable de salida a menudo dependerá de la suma de los efectos de diversas condiciones de entrada al proceso. Aprovechando esta situación un controlador multivariable puede elegir entre distintas variables y restricciones para llevar un proceso a su límite óptimo cumpliendo los objetivos económicos establecidos. Al balancear las diversas variables manipuladas con sus respectivas incidencias en el proceso, un controlador multivariable intenta maximizar el rendimiento al menor costo posible.

Por otro lado, el control predictivo de modelos es, como su nombre lo indica, un método para predecir el comportamiento de un proceso basado en su conducta pasada a través de modelos que capturan su característica dinámica. En función de la predicción se calcula una secuencia óptima de acciones a ejecutar, aplicando el primer paso al proceso y recalculando nuevamente una secuencia para cada

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

periodo de ejecución del controlador, pronosticando un nuevo escenario con la información actualizada. Al contrario del PID, que actúa correctivamente al error, una vez que este se produce.

Al unir ambos enfoques se obtiene el control supervisor MPC, el cual tiene por tarea garantizar que los objetivos operativos y económicos de la planta se cumplan en todo momento. Esto es posible ya que el sistema a diferencia del elemento humano estará a cada instante observando la operación, preparado para ejecutar las acciones correctivas necesarias para alcanzar los objetivos.

Por tanto, la descripción general de un MPC es la implementación continua y en tiempo real de conocimientos operativos y tecnológicos, mediante la utilización del suficiente poder de cómputo para evaluar un entorno dinámico de proceso maximizando la rentabilidad.

4.2.2- Posición del MPC en la jerarquía de control

El control avanzado de procesos consta de múltiples capas de control con sus distintos tiempos de ejecución y actualización. Al implementar el MPC se generan capas de optimización que ayudaran a mantener el proceso en su punto de operación óptimo respetando las restricciones y objetivos económicos planteados desde una capa de planificación a largo plazo. En la Figura 4-7 se presenta la jerarquía del marco de control de una planta cuando el MPC ha alcanzado su última etapa de implementación.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

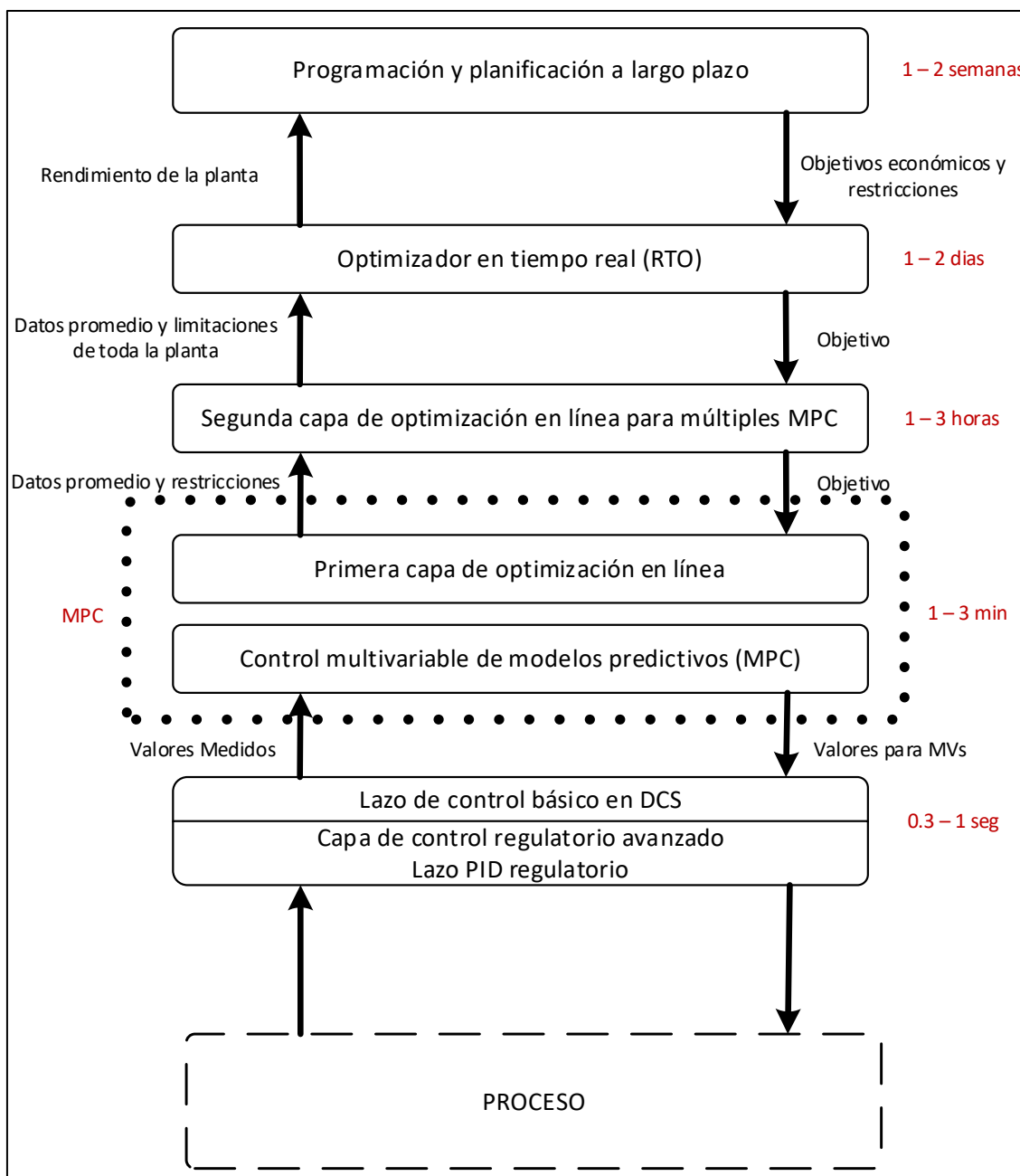


Figura 4-7: Jerarquía del marco de control de una planta con APC, Traducido de [19].

A continuación, se resumirán las distintas capas presentadas en la figura anterior.

Proceso: Esta capa objetivamente no pertenece al sistema de control, ya que se podría tratar como el cliente del sistema de control. El proceso es el elemento que se desea mantener bajo supervisión, por tanto, desde este se envía la información de la situación actual y se ve afectado por los valores modificados a las variables manipuladas. Para mantener una buena comunicación entre el proceso y el

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

sistema de control son necesarios instrumentos de medición y control acordes a las necesidades reales del proceso, ya que si esta falla toda la cadena se romperá.

Capa de lazo de control PID regulatorio: Esta capa es el nivel más bajo del sistema de control, se encuentra conectada directamente con la instrumentación del proceso (transmisores, válvulas). El control PID es un sistema de entrada y salida única (SISO – *Simple Input Simple Output*). Los objetivos principales de esta capa son la detección rápida de perturbaciones, el rechazo rápido de las mismas y la estabilidad operativa. El tiempo de ejecución suele estar en la magnitud de segundos.

Capa de control regulatorio avanzado (ARC): La característica principal de esta capa es el control en sistemas de múltiples entradas y una sola salida (MISO – *Multiple Input Simple Output*). Los ARC generalmente se implementan utilizando bloques de funciones o capacidades de programación personalizadas en el nivel del sistema de control distribuido (DCS). El tiempo de ejecución suele ser de uno a dos segundos. Los objetivos principales son la estabilidad y el rendimiento mejorado y las acciones de avance junto con el control retroalimentado.

Capa de control multivariable de modelos predictivos: Este tipo de control se caracteriza por la consideración simultánea, generalmente, de muchas variables controladas (CVs) y el ajuste simultáneo de muchas variables manipuladas (MVs) en función de las predicciones del modelo. Es por eso por lo que entra en la categoría denominada sistema de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO – *Multiple Input Multiple Output*). El corazón del controlador es un modelo dinámico del proceso que predice rutas futuras de variables de control. El control simultáneo de más de una CV mediante el ajuste coordinado de más de una MV es la característica principal de esta capa de control. A su vez, si se encuentra implementado recibe su punto de referencia de un optimizador en tiempo real. En un sentido jerárquico, un MPC es un controlador de bajo nivel. Toma conocimiento de las realidades o restricciones a nivel del suelo y dirige los controladores básicos, ya proporcionados, hacia un objetivo óptimo. La dirección o los objetivos pueden ser establecidos por el operador o por optimizadores de nivel superior. Los objetivos principales de un MPC son los siguientes:

- Conducir las variables a sus objetivos óptimos teniendo en cuenta la interacción entre ellas.
- Manejar eficazmente las limitaciones.
- Responder rápidamente a los cambios en las condiciones óptimas de la operación.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

- Lograr los objetivos económicos.

El tiempo de ejecución típico es de mínimo 15 segundos a máximo 5 minutos. El MPC reside en una máquina de supervisión, que a intervalos regulares escanea los datos medidos del sistema DCS y luego escribe el punto de ajuste en el circuito de control regulatorio.

Capas de optimización económica: La optimización se encuentra en la parte superior de la jerarquía del control multivariable y tiene 3 niveles:

- Primera capa de optimización: Si el usuario no especifica una función objetivo para el controlador el sistema buscara realizar la optimización mediante la minimización de los movimientos de las MVs para mantener a las CVs dentro de su rango de control, ya que estas en su mayoría no están obligadas a cumplir con un punto de referencia sino con un rango alto y bajo, lo que da lugar a que el controlador cuente con grados de libertad. El optimizador de estado estacionario calcula la función objetivo mientras obedece las restricciones establecidas para las CVs y MVs. El optimizador económico encuentra la mejor posición en el espacio de solución utilizando programación lineal (LP) o programación cuadrática (QP). Estos optimizadores trabajan en conjunto con la capa de control multivariable de modelos predictivos, conociéndose en conjunto como el bloque de control predictivo basado en modelos.
- Segunda capa de optimización: Este algoritmo de optimización coordina diferentes unidades de proceso dentro de la planta, hace uso de variables de perturbación o de realimentación para enlazar los distintos procesos e intenta optimizar una función objetivo general para toda la planta en lugar de las funciones objetivo de los bloques MPC individuales, esto con el objetivo de maximizar el beneficio económico de toda la operación. Cada aplicación MPC normalmente funciona independientemente de las demás, pero mediante este algoritmo se permite su conexión. El APC puede acomodar la optimización por eslogan en cada subplanta sobre la que tiene control, como, por ejemplo, priorizando normativas ambientales en una unidad y objetivos económicos en otra. A veces, ejecutar una unidad en particular de manera subóptima da margen para aumentar las ganancias en otras unidades y esto maximiza la ganancia general. La frecuencia típica de ejecución es de una hora.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

- Tercera capa de optimización: El optimizador en tiempo real (RTO) es el nivel más alto de optimizador cuyo trabajo es cambiar de manera óptima las prioridades operativas según la demanda del mercado y la disponibilidad de materias primas. Ahora estos objetivos operativos impulsados por el mercado deben lograrse mientras las condiciones operativas también se encuentran en constante cambio. Un RTO tiene modelos complejos de ecuaciones diferenciales parciales y algebraicas de todo el sistema junto con la reconciliación de datos, respetando todas las restricciones operativas y lo resuelve dinámicamente, por ejemplo, cada 16 a 24 horas, pero típicamente actúan solo 1 vez por semana o por mes, dependiendo de las condiciones del mercado, ya que estas pueden o no variar rápidamente. Las soluciones del RTO descargadas como objetivos externos en la capa inferior y todos los optimizadores de la capa inferior se implementan posteriormente en la planta. El optimizador primero calcula una situación de caso base que identifica dónde está operando actualmente la planta. En una segunda etapa, el optimizador maximizará una función de beneficio, lo que da como resultado el establecimiento de valores objetivo para el control. Los nuevos puntos de ajuste objetivo se descargan cada dos a cuatro horas. A través de esta técnica, las circunstancias de la economía cambiante, los tipos de alimentación y los modos variables se pueden manejar de manera que se pueda cumplir simultáneamente con una gran cantidad de restricciones múltiples y se puedan explotar oportunidades "ocultas" de interacciones distantes en la planta

El control de procesos avanzado en la actualidad resuelve una variedad de problemas y requiere grandes habilidades técnicas multinivel que comienzan con ingeniería de control, ingenieros de planificación y programación, ingeniería de procesos y expertos en optimización. Los sistemas de control de procesos actuales no solo mantienen los parámetros del proceso dentro del rango deseado, sino que también mueven dinámicamente la planta a la zona económica óptima y se mantienen recalculando y operando sobre la planta mientras la zona económica óptima se mantenga moviéndose de un lugar a otro en función de la demanda del mercado y las restricciones de insumos.

En la Figura 4-8 se presenta el beneficio esperado contra la inversión necesaria para las distintas capas del sistema de control. Como se puede apreciar la inversión inicial que contempla la instrumentación del proceso es la más costosa. Al implementar un APC muchas veces se usa la

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

misma instrumentación ya presente en planta, por lo que la inversión en este tipo de sistemas solo corresponde al 36% de lo ya invertido en planta.

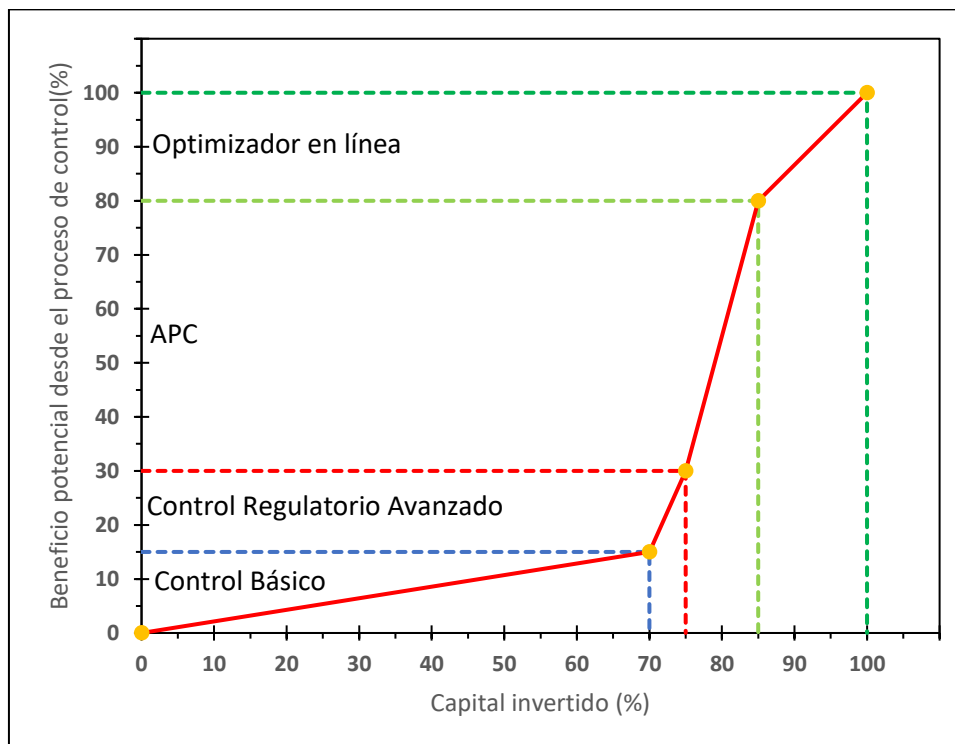


Figura 4-8: Costo esperado v/s beneficios de implementar diferentes niveles de control [19].

4.2.3- Extracción de beneficio a través del APC

El APC inherentemente posee un efecto de estabilización en el proceso, utilizando información retroalimentada, optimiza el uso de las variables manipuladas de la planta, enviando pequeños movimientos preventivos y correctivos para la estabilización, en la. El efecto inmediato de realizar un movimiento teniendo en cuenta sus consecuencias se traduce en una operación más fluida. El APC empuja el punto de operación de la planta más cerca de sus restricciones trabajando cerca del límite de las variables controladas. Un ejemplo de esto se puede apreciar en la Figura 4-9, donde una vez reducida la variabilidad se puede trabajar de manera segura cerca del límite de capacidad.

Además de la estabilización, el sistema tiene en consideración las múltiples restricciones del proceso, estas en su conjunto entregan la zona de operación aceptable. Un buen operador con la experiencia suficiente puede trabajar cerca de los límites, actuando de manera preventiva ante perturbaciones del proceso, pero la supervisión constante puede ser agotadora, por lo que no es realista pensar que el

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

operador trabajará constantemente en las zonas cercanas a las restricciones, en cambio la zona de operación por lo general se encontrara en el centro de los puntos de operación posibles, ya que esto da margen de maniobra al operador ante cualquier desviación en el proceso.

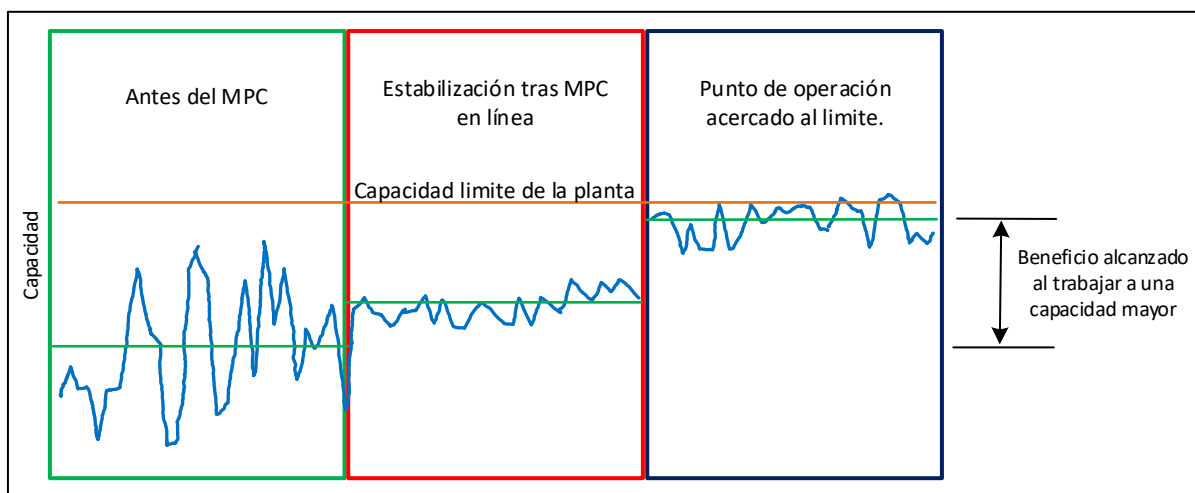


Figura 4-9: Estabilización y cambio del punto operacional del proceso mediante MPC [19].

El sistema MPC, a diferencia del operador, puede estar monitoreando las diversas variables controladas, las variables manipuladas y las perturbaciones al mismo tiempo y en todo momento con la misma efectividad, ya que los distintos operadores resolverán los conflictos de control según su criterio individual y su estado anímico actual. Esto se traduce en un control más preventivo y menos reactivo, por tanto, ante esta supervisión, la operación puede trabajar cerca de su punto óptimo en la vecindad de las restricciones. En la Figura 4-10 se presenta un ejemplo de la zona de trabajo, así como el punto óptimo de operación.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

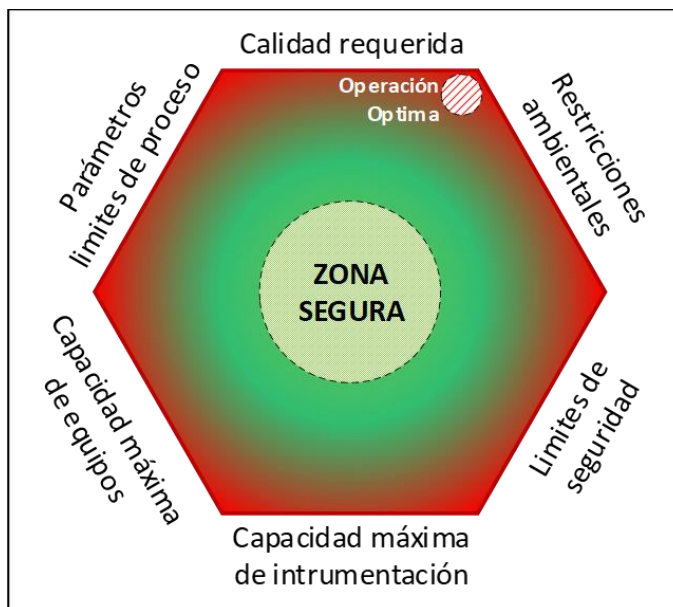


Figura 4-10: Puntos posibles de operación respetando las restricciones operacionales, adaptado de [15].

4.2.4- Estrategia de control de un APC

Los pasos que sigue un APC en su estrategia de control son presentados en la siguiente figura:

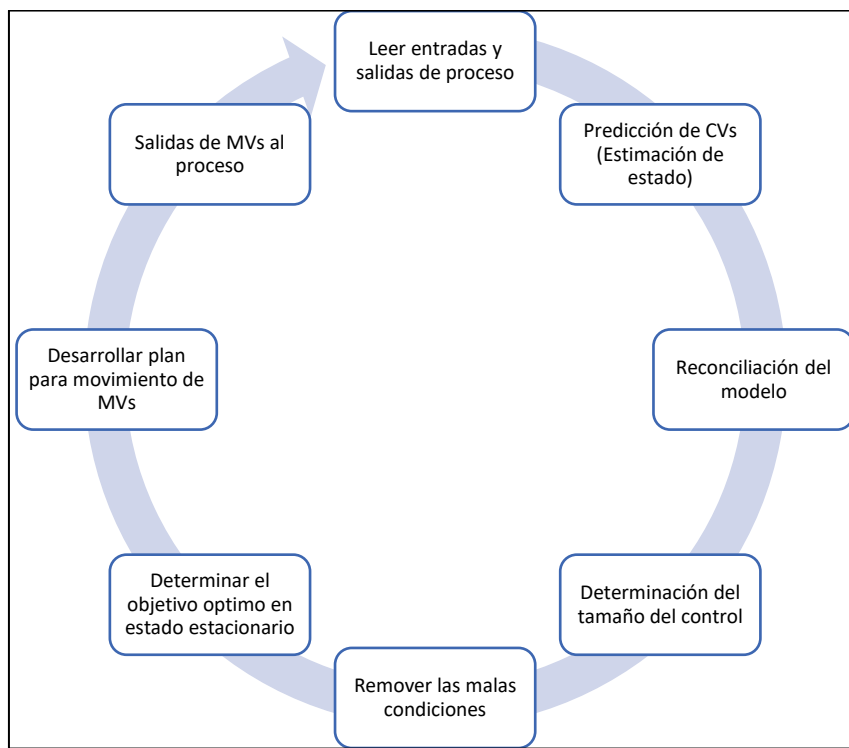


Figura 4-11: Estructura secuencial de ejecución de un APC.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Paso 1 – Lectura de variables de entrada y salida: El primer paso es leer los valores actuales de las entradas del proceso (DV y MV) y las salidas del proceso (CV). Después de leer los valores de CV, MV y DV, se verifica su validez para evaluar si esos valores son aceptables para los cálculos posteriores.

Paso 2 – Predicción de CVs: Este paso es requerido para conocer la situación actual del proceso y entender hacia donde se dirige, mediante la ayuda de los modelos del proceso.

Paso 3 – Reconciliación del modelo: Los modelos son construidos en base a datos de proceso, esto en conjunto con que no consideran las perturbaciones no modeladas, se traduce en que los modelos no son 100% precisos. Debido a ello se presenta la necesidad de reconciliar las predicciones utilizando las mediciones del proceso, retroalimentando la diferencia entre la predicción y el valor medido como un estimador del sesgo del modelo para actualizar las predicciones en el futuro. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$b_k = y_k^m - y_k \quad (4-6)$$

Donde el sub índice k es utilizado para referirse al actual ciclo de ejecución, el término b_k se refiere al sesgo del modelo, mientras que la letra y se refiere al valor de la variable controlada con el índice m para el valor calculado por el modelo.

El sesgo es añadido a el modelo para las siguientes secuencias de ejecución de la aplicación como se muestra en la ecuación (4-7).

$$y_{k+j} = g(x_{k+j}) + b_k \quad (4-7)$$

Donde el sub índice j indica un instante en la secuencia de ejecución futura, y $g(x_{k+j})$ representa el valor del modelo en un instante futuro de la secuencia de ejecución. Un ejemplo de la reconciliación es presentado en la siguiente figura:

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

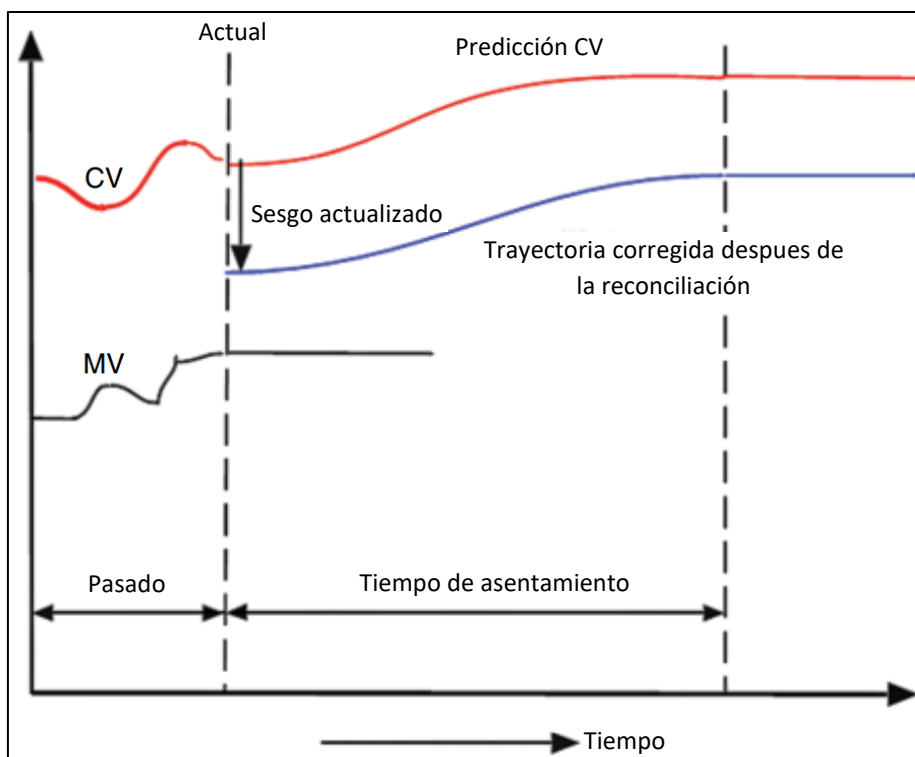


Figura 4-12: Reconciliación de modelo [19].

Paso 4 – Determinar el tamaño del controlador: Después de estimar el estado del proceso, el controlador debe determinar que MVs se pueden manipular y que CVs se deben controlar. Puede suceder que algunas MVs y CVs (según el diseño) no estén disponibles para el control en un momento determinado, las siguientes son algunas de las razones:

- El operador desde el panel puede desactivar algunas MVs a propósito para que no estén disponibles para fines de control.
- La indicación de algunas de las CVs puede ser defectuosa y el operador las dejó fuera del MPC.
- Algunas de las válvulas de control pueden estar al 100 por ciento de apertura y saturadas.

En general, la forma del subproceso cambia en tiempo real. Por lo tanto, es importante saber que MVs y CVs están disponibles en cada paso de ejecución del control.

Paso 5 – Remover las malas condiciones: Para lograr el control óptimo de las variables que presentan una alta interacción se requiere de movimientos coordinados de varias MVs. El controlador determina cómo hacer estos movimientos al considerar simultáneamente los efectos de todas las MVs en todas

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

las CVs. El criterio del controlador se basa en los modelos del proceso. Si el modelo contiene un error significativo, los efectos de las acciones de control sobre el proceso difieren de los efectos previstos por el controlador y la calidad del control se degrada hasta cierto punto. Desde un punto de vista matemático, el controlador invierte una matriz de modelos del proceso dinámico para calcular los movimientos de las MVs. Si la matriz contiene restricciones sobre variables que tienen una alta interacción, está mal condicionada y la solución es sensible al error del modelo. Actualmente, los controladores MPC utilizan dos estrategias para solventar este error: el umbral de valor único y supresión de movimiento de entrada.

Paso 6 – Objetivos óptimos de estado estacionario: El siguiente paso en el algoritmo MPC es calcular los objetivos óptimos en estado estacionario para todas las variables manipuladas y controladas. La entrada para este cálculo consiste en las restricciones y valores actuales de las MVs, los valores calculados en estado estacionario de las CVs, información económica sobre valores de productos y costos de materias primas y servicios. El problema de optimización generalmente se formula para impulsar las MV y CVs lo más cerca posible de los objetivos determinados por la optimización económica local, sin violar las restricciones de entrada y salida. La programación lineal (PL) calcula un movimiento en estado estacionario en cada MV, que, en conjunto, especifica un punto de operación de estado estacionario que se encuentra dentro de la región de operación aceptable. Además, este punto de funcionamiento es óptimo desde un punto de vista económico. La característica distintiva de una solución de PL es que los objetivos de estado estacionario óptimos estarán en el vértice del límite de restricción. En otras palabras, este punto óptimo de operación en estado estacionario siempre estará en varios límites. Algunos algoritmos de MPC utilizan programación cuadrática (QP) para el cálculo del objetivo en estado estacionario. La solución QP no se encuentra necesariamente en el límite de la restricción, por lo que los objetivos óptimos de estado estacionario tienden a no oscilar tanto como para una solución LP. Las CVs se clasifican por prioridad, de modo que el rendimiento de control de una CV nunca se sacrificará para mejorar el rendimiento de una CV de menor prioridad. El cálculo continúa optimizando primero las CVs de mayor prioridad, sujeto a las restricciones duras y blandas de salida y todas las restricciones duras de las MVs. Las optimizaciones posteriores preservan la trayectoria futura de las CVs de alta prioridad mediante el uso de restricciones de igualdad. Del mismo modo, las MVs se pueden clasificar en orden de prioridad para que las entradas se muevan secuencialmente hacia sus valores óptimos cuando lo permitan los grados de libertad adicionales.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Paso 7 – Desarrollo de plan detallado de movimiento de MVs: El paso final es desarrollar un plan detallado de acciones de control para las variables manipuladas que minimice la diferencia entre el comportamiento futuro previsto y el comportamiento futuro deseado de las variables controladas. En otras palabras, en el nivel de optimización dinámica, un controlador MPC debe calcular un conjunto de ajustes de MVs que llevarán el proceso al punto de operación de estado estacionario deseado sin violar las restricciones. El controlador MPC calcula un conjunto de movimientos de MVs en el futuro para minimizar el error del controlador. El vector de error del controlador será la diferencia entre la trayectoria de la CV objetivo (SP) y la respuesta de la CV sin acciones de control, como se muestra en la Figura 4-13.

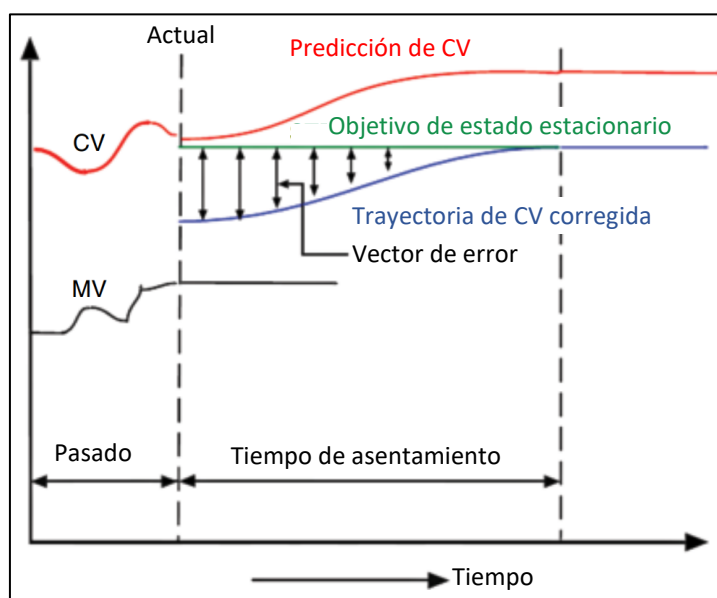


Figura 4-13: Trayectoria corregida vs predicción [20].

El comportamiento futuro deseado de las variables controladas es tenerlas en sus objetivos de estado estacionario, según lo calculado por la LP y/o QP. Si todas las MVs alcanzan sus objetivos de estado estacionario, las CVs también alcanzarán sus objetivos. Este algoritmo es ejecutado en cada ciclo de ejecución del controlador, realizándose el primer movimiento planificado y descartando los demás, pese a ello es importante para el controlador contar con las predicciones de los demás movimientos ya que debido a ellos puede determinar hacer un movimiento más brusco para evitar una violación futura del límite de control.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.3 - Pasos en la implementación de un APC

La implementación de los sistemas MPC requieren de un saber especializado en la materia, por esto la incorporación de estos al proceso viene por contratar una empresa que realice el diseño del controlador, los contratos de diseño pueden ser pactados en horas de trabajo o en número de aplicaciones a desarrollar, por lo general la primera opción es la que sale más económica siempre y cuando se deseen realizar muchos APC y se faciliten los tiempos, capital humano y los espacios de trabajo para la empresa externa.

Los pasos para llevar a cabo la implementación se introducen a continuación, pero cabe mencionar que no siempre son necesarios todos los pasos aquí detallados. En la elaboración de la aplicación siempre se tendrá un compromiso entre el tiempo de implementación y la elaboración de modelos más robustos para el control.

4.3.1- Análisis preliminar de beneficios

Dado a que la implementación de este tipo de sistemas requiere de la inversión de capital, es importante realizar un estudio de costos y beneficios para poder determinar de cuanto será el tiempo de recuperación del capital y el retorno sobre la inversión (RSI), o determinar cuál será el verdadero beneficio en la implementación del sistema.

Para esto se requiere de un estudio técnico minucioso que pueda determinar las falencias del proceso donde el APC podría generar un beneficio.

4.3.2- Evaluación de lazos de control

El lazo de control PID es la capa base del sistema de control. El MPC funciona sobre esta capa como un controlador supervisor, indicando cuales deberían ser los distintos valores de las variables manipuladas para mantener en su punto óptimo de operación a las variables controladas, por esto es de suma importancia evaluar la condición de los distintos lazos para poder realizar las correcciones pertinentes antes de comenzar con el trabajo de identificación de modelos del APC.

4.3.3- Diseño funcional del controlador

Antes de crear una aplicación APC para un proceso, el ingeniero de control debe comprender todos los aspectos relevantes del mismo, sus diversas limitaciones, cómo genera ganancias y qué áreas se pueden explotar para aumentar las ganancias. Como paso inicial, los ingenieros a cargo de la

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

implementación del MPC generalmente examinan los PFD y los P&ID del proceso en estudio, se reúnen con operaciones y la fuerza laboral especializada, y detallan un esquema preliminar del controlador. En este paso, los ingenieros generalmente estudian los aspectos de control del proceso, analizan datos históricos, comprenden las diversas restricciones de seguridad y las limitaciones de los equipos. En este paso, los ingenieros seleccionan y clasifican las variables en MV-CV-DV. El éxito del controlador APC dependerá en gran medida de cómo se formulen los diseños funcionales para aprovechar los posibles márgenes disponibles en el proceso. Este paso requiere una sinergia entre los conocimientos y la experiencia del ingeniero de procesos de planta y los ingenieros especialistas en APC.

4.3.4- Pruebas escalón preliminares en planta

Para recopilar información de la relación entre las distintas CV-MVs, se realizan en planta pruebas de perturbación – respuestas conocidas como prueba escalón, en estas se genera un movimiento en la MV para evaluar la respuesta de la CV.

En este paso se realizan pruebas escalón a distintas magnitudes de variación de MV con el fin de recopilar datos de la velocidad de reacción para la planificación de las pruebas formales, a su vez estas pruebas preliminares permiten la detección de obstáculos, así como un tiempo elevado en la historización de las variables o que los movimientos sean demasiados pequeños para observar una respuesta.

La idea de los pasos previos es identificar la mayoría de las situaciones imprevistas en las primeras etapas y rectificarlas de antemano. El objetivo básico del escalón preliminar es ahorrar tiempo en la prueba escalón principal. Otro objetivo clave de los pasos previos es identificar el tamaño de los movimientos requeridos en las MVs y DVs para observar un cambio (por encima del nivel de ruido) en las CV. En este paso también se determina el tiempo de asentamiento del sistema.

4.3.5- Pruebas escalón en planta

Una vez que se evaluó y mejoró el rendimiento del controlador regulador básico y se resolvieron todos los problemas identificados en el escalón preliminar de la planta, se pueden realizar las pruebas escalón de la planta. Esto se hace realizando una serie de movimientos escalonados (perturbaciones) en cada variable manipulada y recopilando los datos del proceso durante estos movimientos. La prueba escalón se puede realizar de forma manual o automática. Según el tamaño de la planta y la cantidad de lazos de control, las pruebas escalón pueden tener una duración de un par de días hasta unas pocas semanas.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

El personal de ingeniería de control trabaja con los operadores en la sala de control durante todo el día durante la prueba. También se realiza un modelo de proceso de prueba en paralelo durante la recopilación de datos para garantizar que sean de buena calidad. Las pruebas escalón son absolutamente el paso más crítico y que consume más tiempo en un proyecto de control. Como los modelos utilizados en MPC están basados en datos, esos modelos son tan buenos o malos como la calidad de los datos de las pruebas. Con modelos precisos, el tiempo dedicado a la puesta en marcha del controlador se reducirá considerablemente, lo que garantiza el éxito a largo plazo del controlador. Sin embargo, si la prueba no se realiza correctamente, la puesta en marcha no se realizará sin problemas y, con toda probabilidad, será necesario repetir la prueba.

4.3.6- Identificación de modelos

Con los datos generados en la prueba escalón se procede a la creación de los sub modelos. Esto esencialmente significa desarrollar una relación MV-CV para cada par. Los datos recopilados durante la prueba de la planta se trasladan a una PC no conectada al sistema que cuente con el paquete de soluciones del APC. Este paso suele implicar la inspección y el análisis de los datos de la prueba escalonada, la generación de más de una curva modelo para cada par MV-CV suponiendo un tiempo de asentamiento diferente en la utilización de diferentes ecuaciones y técnicas de modelado disponibles en el software APC para construir el modelo del proceso que incorpora todos los sub modelos identificados.

4.3.7- Ajustes preliminares del controlador

En caso de no existir un instrumento para medir en línea una determinada propiedad que sería relevante para la ejecución de la optimización por parte del controlador, se pueden utilizar instrumentos que, si puedan medir alguna variable que se relacione de alguna manera con la propiedad que se desea conocer, este tipo de instrumentos son conocidos como *soft sensors*, y son usados además para eliminar el tiempo muerto de algún otro sensor.

4.3.8- Simulación y ajuste del controlador fuera de línea

Antes de poner en marcha el controlador, es interesante conocer cómo se desempeñaría en un escenario en tiempo real, pero fuera de línea con el proceso. La simulación fuera de línea se refiere a ejecutar el controlador en una computadora desconectada de la red, para ver las respuestas dinámicas de los pares MV-CV. En este paso, el ingeniero de MPC crea el archivo de configuración del controlador,

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

realiza la simulación fuera de línea y ajusta el controlador usando las herramientas del paquete del software del APC. Al trabajar con operaciones se pueden generar diversas situaciones complicadas de operación, viendo como el controlador se comporta y corrigiendo el rendimiento dinámico para que responda de buena manera en la mayoría de los escenarios posibles. Luego, el ingeniero de control almacena el archivo de configuración del controlador con sus nuevos valores.

4.3.9- Puesta en marcha del controlador

En este punto, se realiza la puesta en marcha del controlador en línea. La puesta en marcha del controlador significa conectar el controlador APC en línea con el DCS de la planta y permitirle tomar el control de la planta. Al mismo tiempo, de ser necesario, se lleva a cabo una capacitación informal del operador. Se proporciona una breve guía de operación, especificando el objetivo del controlador MPC, las variables que considera, las pantallas a utilizar y el procedimiento para encender y apagar el controlador. El ingeniero de control trabaja con los operadores para explicar cómo interpretar la información en las pantallas del operador y cómo usar las pantallas para interactuar con el controlador APC.

Una vez realizados estos pasos, se lleva a cabo la puesta en servicio real. Todos los límites de variables manipuladas se limitan muy cerca de los valores de referencia actuales, de modo que solo se permitan movimientos de control muy pequeños. A continuación, se enciende el controlador APC. Una vez que el controlador se ejecuta, calcula los movimientos e implementa estos movimientos en el proceso, el ingeniero de control debe asegurarse de que los movimientos calculados se implementen realmente en la capa de control regulatorio avanzado. En este punto, los límites de las variables manipuladas se relajan gradualmente, se evalúa el rendimiento del controlador y se vuelve a sintonizar según sea necesario. La puesta en marcha de los controladores en una planta en funcionamiento es un trabajo crítico y necesita una vigilancia y cobertura completa por parte de los ingenieros de control. Se debe tener cuidado para que cualquier error durante la puesta en marcha no provoque el apagado o la interrupción de la planta. El error más común es leer y escribir en una etiqueta incorrecta en DCS o inducir la fluctuación del proceso debido a un modelo o ajuste deficiente del MPC.

4.3.10- Ajustes al controlador en funcionamiento

Es esperado que el controlador no funcione tan bien como en la simulación, esto se puede deber a perturbaciones no consideradas, que la predicción sea deficiente debido a un mal modelo, que los

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

pesos de las distintas MVs no esté bien configurado, entre otras. La idea de esta etapa es realizar la sintonía en línea para mejorar el rendimiento del controlador y tratar de disminuir el efecto de las perturbaciones mediante los ajustes de robustes del APC.

4.3.11- Entrenamiento formal a operaciones

Los operadores e ingenieros de planta son los usuarios finales de la aplicación APC. Es absolutamente necesario obtener su apoyo y confianza en cada paso de la implementación del APC ya que, si no están satisfechos con el controlador, simplemente no se encenderá. Uno de los factores clave para el éxito de APC es un operador bien capacitado por lo que se requiere de una capacitación formal. Retrasar la capacitación formal del operador hasta después de la puesta en servicio permite que la capacitación se realice en el contexto del controlador final. En este punto, los operadores e ingenieros están familiarizados con la interfaz del software APC y cómo usarlo. También se brinda una capacitación detallada para explicar las diferentes características del software APC, cómo funciona, cómo monitorear su desempeño y qué hacer si el desempeño se deteriora.

4.3.12- Monitoreo de rendimiento del controlador APC

Hay dos tipos de evaluación del desempeño: Primero, evaluar el desempeño del MPC y calcular los beneficios justo después de la implementación del APC para justificar la inversión. En segundo lugar, monitorear periódicamente el rendimiento de APC para que cualquier deterioro en el rendimiento pueda detectarse y resolverse rápidamente.

Una revisión periódica del rendimiento también proporcionará una idea de cuánto de los beneficios iniciales se conservan con el tiempo y cuánto dinero se pierde al no obtener el rendimiento potencial en su totalidad. Si el rendimiento se está deteriorando, a partir de la tendencia del KPI de rendimiento se puede decidir cuándo realizar el mantenimiento o la revisión de la aplicación MPC.

4.3.13- Mantenimiento del controlador

Para cualquier aplicación APC, se requiere cierta cantidad de mantenimiento. La tarea de mantenimiento que se realiza con mayor frecuencia es monitorear los límites de operación de las variables manipuladas y controladas, para asegurarse de que tengan fijados límites que permitan una amplia zona de operación aceptable. El otro trabajo es ajustar periódicamente los parámetros en línea de MPC para que cualquier cambio en el proceso pueda manejarse de manera efectiva.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.4 - Honeywell Process Solutions

La empresa Honeywell desde el año 1990 a la fecha ha aumentado su cuota de mercado en el negocio de controladores avanzados de proceso. La empresa comenzó con su algoritmo RMPC (*Robust multivariable predictive control*), comprando en 1995 la empresa Profimatics, fusionando así la tecnología Profimatics PCT con el RMPC creando la tecnología RMPCT (*Robust multivariable predictive control technology*) [19].

Este software cuenta con diversos paquetes que facilitan las distintas etapas de diseño del controlador APC, los cuales se conocen como *Honeywell Forge APC Release 510®*.

A continuación, se abarcarán aspectos característicos de la formulación de modelos y herramientas de la aplicación.

4.4.1- Identificación de modelos

El paquete de identificación del APC es una herramienta de análisis avanzado, patentado para identificar, manipular, mostrar y probar modelos de procesos para sistemas dinámicos multivariables.

La herramienta puede desarrollar fácilmente un modelo dinámico multivariable del proceso que se desea controlar o simular. El Identificador incluye un conjunto completo de soluciones para crear y evaluar modelos de procesos, guardando los modelos finales en el dominio de Laplace.

La identificación implica un problema de minimización, que busca reducir el error especificado según el vector de predicción $\hat{y}$.

El identificador de Honeywell cuenta con un algoritmo que permite la identificación automática en lazo cerrado probando diferentes modelos de identificación para una muestra de datos determinada.

A continuación, se muestra la estructura general para la identificación en lazo cerrado:

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

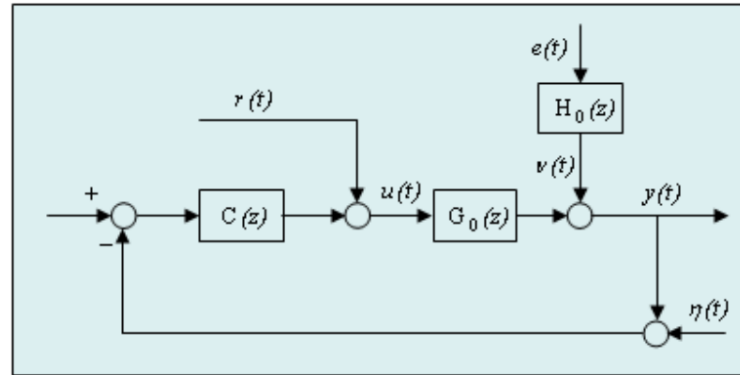


Figura 4-14: Estructura general de identificación a lazo cerrado [21].

Donde la nomenclatura utilizada se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 4-1: Nomenclatura estructura general de identificación a lazo cerrado.

Símbolo	Representación
$r(t)$	Señal <i>Dither</i> . Señal superpuesta en una o más salidas del controlador en el tiempo t
$u(t)$	Entrada a proceso. Está compuesta por la salida del controlador y la señal <i>dither</i>
$v(t)$	Ruido/perturbación no registrable
$y(t)$	Salida del proceso
$e(t)$	Perturbación de ruido blanco
$n(t)$	Perturbación de ruido del sensor
$H_0(z)$	Modelo de ruido discreto. Lineal, tiempo invariante
$G_0(z)$	Modelo de proceso discreto. Lineal, tiempo invariante
$C(z)$	Representación del controlador discreta.
z	Operador de retraso

Los distintos modelos de identificación pueden ser parametrizados según los siguientes polinomios:

$$A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} \dots a_{na} z^{-na} \quad (4-8)$$

$$B_i(z^{-1}) = (b_0 + b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} \dots b_{nb_i} z^{-nb_i})_i \quad (4-9)$$

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

$$F_i(z^{-1}) = (1_0 + f_1 z^{-1} + f_2 z^{-2} \dots f_{nf_i} z^{-nf_i})_i \quad (4-10)$$

$$C(z^{-1}) = 1 + c_1 z^{-1} + c_2 z^{-2} \dots c_{nc} z^{-nc} \quad (4-11)$$

$$D(z^{-1}) = 1 + d_1 z^{-1} + d_2 z^{-2} \dots d_{nd} z^{-nd} \quad (4-12)$$

Por lo que el problema de optimización se traduce en encontrar los parámetros de los distintos polinomios a modo de minimizar el error de predicción del modelo.

El modelo de identificación utiliza la siguiente parametrización base:

$$y_j(t) = \sum_{i=1}^q [G_i^j(\theta(n))u_i(t)] + H^j(\theta(n))e_j(t) \quad (4-13)$$

Donde $\theta(n)$ corresponde al vector de parámetros desconocidos de los diversos polinomios de las ecuaciones (4-8), (4-9), (4-10), (4-11), (4-12).

De esta forma, la salida del sistema queda determinada por las diversas entradas, modelos de proceso y ruido.

Cada modelo de identificación tiene su representación propia para modelar el proceso ($G(z)$) y el ruido ($H(z)$).

A continuación, se presentan los modelos más utilizados en el algoritmo de identificación a lazo cerrado de la herramienta.

A) Autorregresivo con entradas exógenas integradas (hIX)

Es un modelo de múltiples entradas ARX [22] de orden superior cuya estructura es definida a continuación:

$$G_i^j(z, \theta(n)) = z^{-n_k(i,j)} \frac{B_i^j(z, \theta(n))}{A^j(z, \theta(n))} \quad (4-14)$$

$$H^j(z, \theta(n)) = \frac{1}{L^j(z)A^j(z, \theta(n))} \quad (4-15)$$

Donde $n_k(i, j)$ es el retardo por transporte tentativo en el intervalo de identificación, n corresponde al orden del polinomial y L cumple la función de filtro, usado para remover los efectos no estacionarios y garantiza alcanzar en la función de optimización un mínimo global ya que no requiere iteración.

El modelo se evalúa para 3 polinomios de distinto orden, el cual es calculado en las siguientes ecuaciones:

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

$$O^{hIX} = \{\tilde{n}, \tilde{n} + \delta_n, \tilde{n} + 2\delta_n\} \quad (4-16)$$

$$\tilde{n} = \max\left(\sqrt{\frac{N}{10}}, 30\right) \quad (4-17)$$

$$\delta_n = \frac{\tilde{n}}{6} \quad (4-18)$$

Donde O^{hIX} corresponde al vector de orden de polinomio que desarrolla al modelo y N corresponde al número de datos disponibles para realizar el modelo.

El sistema para cada orden realiza dos modelos, uno con $L = 1$ y otro con $L = 1 - z^{-1}$, por lo que se cuenta con 6 modelos distintos, de los cuales es elegido el que mejor se ajuste a los datos de identificación.

B) Box – Jenkins (iBJ)

Es un modelo de múltiples entradas de orden intermedio con estructura Box – Jenkins [22]. Esta estructura requiere una solución iterativa no convexa, por lo que no se asegura alcanzar un mínimo global. Cuando el mínimo global es obtenido y la distribución del ruido es Gaussiana, entonces las estimaciones tendrán una varianza mínima por lo que será una estimación optima.

Los efectos no estacionarios deben acomodarse directamente por el modelo del ruido. Con esto y todas las soluciones iterativas, las condiciones iniciales son calculadas basadas en una hIX inicial. La parametrización estándar usada en este modelo es presentada a continuación:

$$G_i^j(z, \theta(n)) = z^{-n_k(i,j)} \frac{B_i^j(z, \theta(n))}{F^j(z, \theta(n))} \quad (4-19)$$

$$H^j(z, \theta(n)) = \frac{C^j(z, \theta(n))}{D^j(z, \theta(n))} \quad (4-20)$$

Los órdenes de los polinomios son definidos como:

$$O^{iBJ} = \{3, 4, 5\} \quad (4-21)$$

C) Output Error (IPE)

Es un modelo de múltiples entradas de bajo orden con estructura *output error* [22]. Al igual que el iBJ esta estructura requiere una solución iterativa que no permite asegurar un mínimo global. Sin embargo, debido a su estructura relativamente simple, es más probable alcanzar la convergencia del modelo.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Este modelo presenta un sesgo en identificación a lazo cerrado, además no posee un mecanismo para tratar con los datos no estacionarios, pero se ha incluido debido a su sólido rendimiento en la identificación a lazo abierto.

La parametrización estándar y el orden para el modelo se presenta a continuación:

$$G_i^j(z, \theta(n)) = z^{-n_{k(i,j)}} \frac{B_i^j(z, \theta(n))}{F^j(z, \theta(n))} \quad (4-22)$$

$$H^j(z, \theta(n)) = 1 \quad (4-23)$$

$$O^{LPE} = \{1, 2, 3\} \quad (4-24)$$

D) ARX pre filtrado (hPX)

Es un modelo de múltiples entradas de alto orden de tres etapas. Cada etapa es resuelta de manera secuencial y las estimaciones se perfeccionan de manera automática. El procedimiento es descrito a continuación:

- **Primera Etapa:** Esta etapa resuelve el modelo con la parametrización de las ecuaciones (4-16) y (4-17) sin un filtro L , usando los ordenes estándar de la ecuación (4-18). Solo las propiedades del modelo son obtenidas con esta estructura.
- **Segunda Etapa:** Esta etapa se utiliza para eliminar la correlación cruzada entre las entradas y las perturbaciones.
- **Tercera Etapa:** En esta etapa, los resultados de la primera y segunda etapa son usados en conjunto con un LPE . Dado que el modelo LPE presenta la posibilidad de obtener mínimos locales en vez de mínimos globales, se adicionan dos modelos con ordenes ± 1 con respecto al orden del hPX. El modelo con la respuesta más cercana al promedio es seleccionado.

Todos los modelos son finalmente guardados en su forma de la transformada de Laplace. Los modelos discretos son automáticamente convertidos desde el dominio z al dominio s . La forma general para guardar el modelo es:

$$G(s) = \frac{k(b_{n-1}s^{n-1} + \dots b_1s + 1)e^{-t_0s}}{a_ns^n + a_{n-1}s^{n-1} + \dots a_1s + 1} \quad (4-25)$$

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

4.4.2- Control por rangos

La tecnología RMPCT permite tener un buen control incluso con grandes errores en el modelado del proceso y alta interacción entre las variables controladas del proceso.

El sistema entrega la opción de controlar las CVs con un rango en vez de un valor de referencia (set point). Esto entrega al controlador una gran libertad para reajustar las perturbaciones del proceso.

Este algoritmo de control por rango (RCA por sus siglas en inglés) tiene una ventaja en el control de beneficios. En muchos procesos las variables controladas son monitoreadas en un rango, cambiando los valores de set point dependiendo de la condición del proceso. El controlador avanzado aprovecha este rango de control para mejorar la calidad de control, básicamente usa estos rangos directamente en la solución de control dinámico, de esta manera el sistema asigna valores de set point internos para ir respondiendo a las desviaciones del proceso y de esta manera en vez de lograr una optimización estacionaria del proceso, se logra una dinámica que va cambiando según el requerimiento actual del proceso.

El control por rangos genérico es un apartado común en diversos sistemas de solución MPC. Honeywell cuenta con su propia solución patentada, la cual, minimiza los efectos de la incertidumbre del modelo mientras determina los movimientos de proceso más pequeños necesarios para cumplir simultáneamente con los objetivos de control y optimización [23].

Desde un punto de vista matemático, el controlador invierte una matriz con los sub modelos del proceso dinámico para calcular los movimientos de las MVs. Si la matriz contiene restricciones sobre las variables que tienen una alta interacción, está mal condicionada y la solución es sensible al error del modelo.

Con el RCA, una restricción está en la matriz solo si la CV se encuentra fuera o en el límite de control. En muchos casos, la corrección de una CV que está fuera de sus límites a menudo mueve las CVs que tienen alguna interacción y se encuentran dentro de sus límites de control. Si solo una de las CVs que interactúan está restringida en la matriz de solución. La matriz está bien condicionada y no es sensible al error del modelo [24].

El controlador mantiene todas las CVs dentro del rango si tiene suficientes grados de libertad para hacerlo.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Básicamente, el número de grados de libertad es el número de MVs que no están saturadas menos el número de CVs que están en sus límites o fuera de estos. El controlador elige los valores de las MVs para minimizar el número de CVs que están fuera del rango de control.

Siempre que los grados de libertad sean cero o positivos, se pueden satisfacer todas las restricciones de las CVs. Si los grados de libertad se vuelven negativos, es físicamente imposible mantener todas las CVs en sus rangos de control.

Si existe un conflicto con el movimiento de alguna MV para volver a rango una determinada CV perjudicando a otra, el sistema realizará una minimización según la siguiente ecuación:

$$\min \sum_i \text{peso}_i^2 \cdot \text{error}_i^2 \quad (4-26)$$

Donde el índice i hace referencia a las distintas CVs, el peso es la relevancia de la variable para el control, el cual es definido por el especialista APC en la etapa de sintonía del controlador y el error es calculado según la siguiente ecuación:

$$\text{error} = CV - CV_L \quad (4-27)$$

El sub índice L se refiere al valor del límite de la variable de control, por tanto, el error mide la distancia de la variable hacia sus límites de control.

4.4.3- Optimización

El sistema cuenta con módulo de optimización incorporado directamente en el controlador, de aquí surge el nombre de la aplicación de control usada por Honeywell, *Profit Controller* (Controlador de beneficios).

Si los grados de libertad calculados en el RCA son positivos la aplicación puede aplicar una optimización moviendo las variables disponibles.

La optimización realizada es de minimización y la forma general de la función objetivo es presentada en la siguiente ecuación [25]:

$$\min \sum_i b_i \cdot CV_i + \sum_i a_i^2 \cdot (CV_i - CV_{0i})^2 + \sum_j b_j \cdot MV_j + \sum_j a_j^2 \cdot (MV_j - MV_{0j})^2 \quad (4-28)$$

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Donde:

- i es el índice que indica una determinada CV
- j es el índice que indica una determinada MV
- b_i es el coeficiente lineal de la CV_i
- b_j es el coeficiente lineal de la MV_j
- a_i es el coeficiente cuadrático de la CV_i
- a_j es el coeficiente cuadrático de la MV_j
- CV_{0i} es el valor deseado (optimo) para la CV_i
- MV_{0j} es el valor deseado (optimo) para la MV_j

Los coeficientes lineales están asociados a la optimización económica, permitiendo reducir costos para coeficientes positivos y aumentar beneficios para coeficientes negativos. Por otro lado, los coeficientes cuadráticos buscan que el controlador trabaje lo más cerca posible de un determinado punto operacional siempre que los grados de libertad lo permitan.

Pese a que la optimización esta activada y existan grados de libertad disponibles el sistema aún antes de ejecutar la optimización debe asegurarse de no traspasar ningún límite blando (*Soft limit*). Los límites blandos funcionan como una medida extra de seguridad para asegurar que se respeten los límites operacionales previamente establecidos (límites duros). El rango donde puede ser efectuada la optimización del proceso, entonces, queda restringido por los límites blandos establecidos, los cuales siempre estarán dentro de los límites duros.

Siempre que se defina un límite blando pese a no existir coeficientes de optimización, el sistema buscara llevar las variables controladas y manipuladas al valor optimo fijado.

4.4.4- Control robusto

El controlador es una herramienta de control robusto que puede solventar los errores de modelado e interacción entre variables gracias a las herramientas que posee:

Control por rangos: Tal como se describió en la **Sección 4.4.2-Control por rangos**, la herramienta puede decidir el valor óptimo de funcionamiento para cada CV y MV entre el rango fijado por el operador, lo cual entrega una gran libertad al controlador para corregir las perturbaciones y errores en el modelado del proceso.

CAPÍTULO 4 - MARCO TEÓRICO DE CONTROL DE PROCESOS

Embudo de control de límite: El controlador impone sus propias restricciones a las CVs gracias a introducir el error no estacionario. El sistema debe mantener las CVs dentro del rango impuesto por el operador, reduciendo a cero los errores en el horizonte de corrección futuro. El sistema buscará realizar el mínimo de movimientos en su trayectoria de control para llevar la variable al rango de control, pero el sistema no tendrá información de lo que sucede con la variable antes de alcanzar el horizonte de corrección, por esto los embudos de control imponen limites en la ruta de control desde el momento actual hasta el horizonte de corrección para evitar que la variable salga de los rangos de control o se aleje más de ellos.

Umbral de valores singulares: El APC determina el umbral de los valores singulares y descarta los valores más pequeños que el umbral, esto permite reducir la posibilidad de aumentar el error de modelado en condiciones que la matriz de control este mal condicionada.

Estimación de estado: Esta herramienta permite la corrección de la desviación permanente del modelo, así como la tasa de cambio del error. Es útil para corregir perturbaciones ocasionales no medidas por el sistema. El estimador de estado volverá más brusca y rápida la respuesta por lo que se pierde información respecto a las predicciones.

A continuación, se presenta la estructura funcional del controlador:

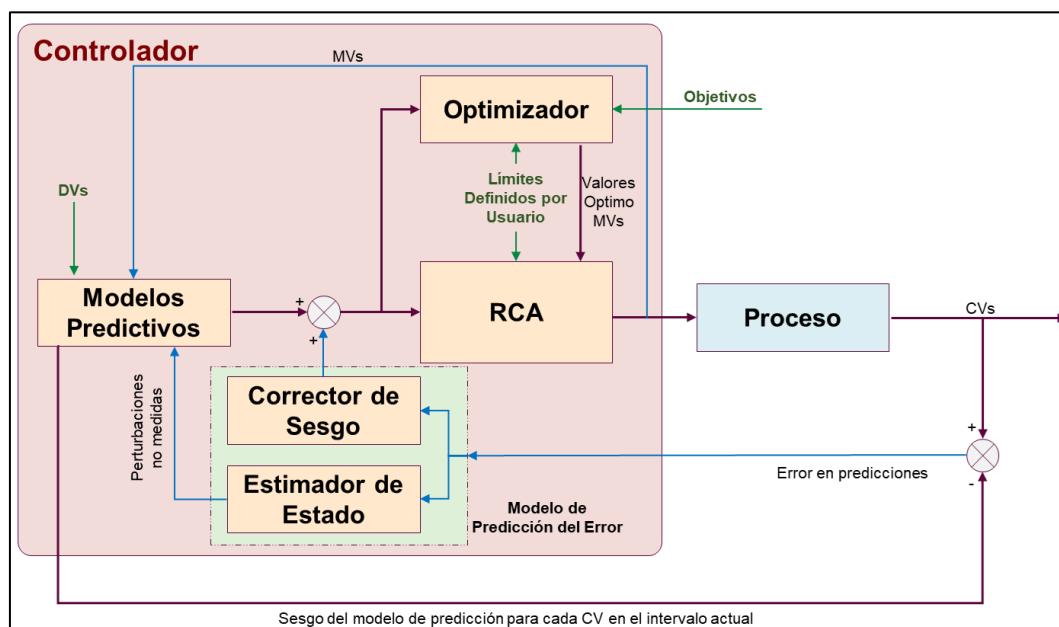


Figura 4-15: Estructura funcional de Profit Controller RMPCT. Adaptado de [26].

5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

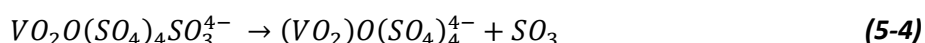
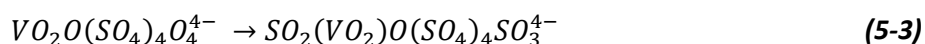
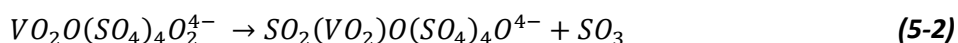
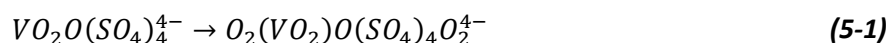
5.1 - Fenomenología del reactor

5.1.1- Oxidación catalizada de SO₂

Como se mencionó anteriormente en la sección **3.3.2-D) Reactor de conversión catalítica**, el reactor consta de 4 lechos cargados de catalizador donde ocurre la reacción de conversión de SO₂ a SO₃, presentada en la Ecuación (3-18).

La oxidación en fase gaseosa del dióxido de azufre se encuentra inhibida por la cinética de la reacción. A una temperatura ordinaria la reacción es tan lenta que prácticamente no ocurre. Al incrementar la temperatura se consigue aumentar la velocidad de oxidación, pero, a su vez, la posición del equilibrio en la reacción se mueve desfavorablemente en dirección contraria a la oxidación (Figura 5-2) llevando al trióxido de azufre a convertirse en dióxido nuevamente. Por tanto, la temperatura necesaria para lograr que el sistema reaccione a una velocidad práctica es tan alta que provoca un poco porcentaje de conversión [27].

Para solucionar esta problemática, se realiza la reacción mediante el catalizador de pentóxido de vanadio (VO₅). El catalizador activado corresponde a una fina capa fundida de sal de piro-sulfato de V, K, Na o Cs, sobre un sustrato sólido poroso de dióxido de silicio (SiO₂). La capa fundida absorbe rápidamente tanto el oxígeno como el dióxido de azufre presentes en la corriente gaseosa, donde la reacción de oxidación tendrá lugar con los complejos iónicos disueltos de V, S y O, tal como se indica en las reacciones de las Ecuaciones (5-1) – (5-4). El SO₃ tras la reacción es devuelto desde la fase fundida a la corriente gaseosa [28].



La rapidez de la reacción requerirá que la sal de vanadio este fundida pero la temperatura de fusión del pentóxido de vanadio es de 670°C, por lo que para obtener una menor temperatura de fusión se utilizan promotores en el catalizador, específicamente se usan metales alcalinos como K, Na o Cs, cuyos puntos de fusión como piro-sulfatos son 420°C, 400°C y 460°C respectivamente. La combinación de los

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

promotores con el vanadio logra puntos de fusión incluso inferiores a los puntos individuales de ambos compuestos, a continuación, se presenta el diagrama de fases del piro sulfato de cesio y pentóxido de vanadio:

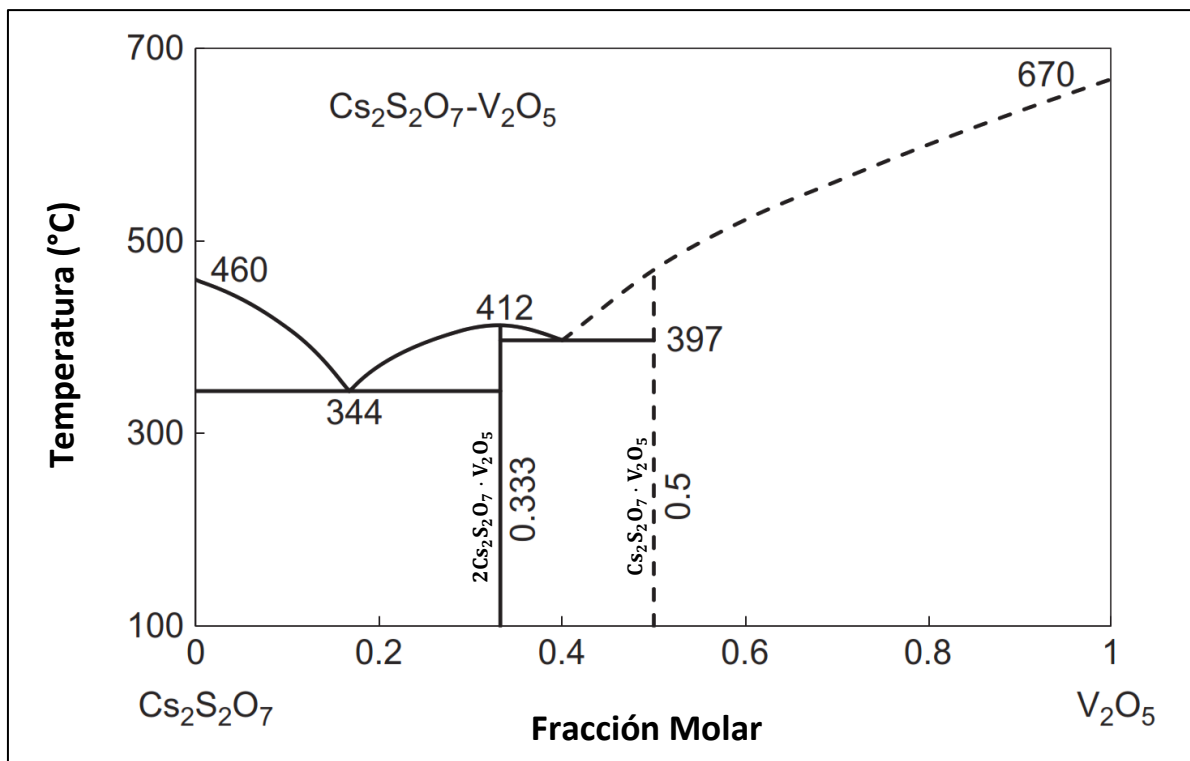


Figura 5-1: Diagrama de fases $Cs_2S_2O_7 - V_2O_5$ [28].

Como se aprecia en el diagrama al combinar ambos compuestos se pueden obtener temperaturas de fusión mucho menores a los 670°C iniciales del pentóxido. Mientras menor sea la temperatura de activación (Temperatura de fusión) del catalizador mejores serán las puestas en marcha del reactor, ya que, se necesitará entregar un menor sustento térmico para comenzar con la reacción.

La temperatura de operación típica con el catalizador va desde los 400°C hasta los 600°C. Para temperaturas entre este rango se puede asegurar que la capa de piro sulfatos alcalinos con vanadio esta fundida y activada permitiendo la reacción. Para temperaturas inferiores a los 400°C (370°C en algunos casos) se presenta la solidificación de la capa de sales, desactivando la reacción, afortunadamente el proceso de solidificación y fundición es reversible por lo que, al recuperar la temperatura de fusión, la reacción continuará. Por otro lado, al superar los 600°C se produce la reacción irreversible entre la capa fundida y el sustrato sólido, produciendo un líquido viscoso inerte que al

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

solidificarse disminuye la porosidad del material y con ello el área de contacto para que se efectué la reacción [28].

El catalizador de VO_5 además es sensible a la presencia de diversos componentes como son el arsénico (As), el flúor (F) o la humedad presente en el aire que ingresa al reactor. Estos elementos reaccionan con el catalizador disminuyendo su rendimiento o simplemente desintegrando el sustrato. Ante la contaminación con estos elementos se habla de que el catalizador está envenenado. Para no presentar este problema aguas abajo del reactor, se realiza la limpieza de la corriente gaseosa.

5.1.2- Curvas de equilibrio en la oxidación de SO_2

Como se indicó en la sección anterior la conversión de equilibrio disminuye con el aumento de la temperatura de reacción, tal como se presenta en la Figura 5-2.

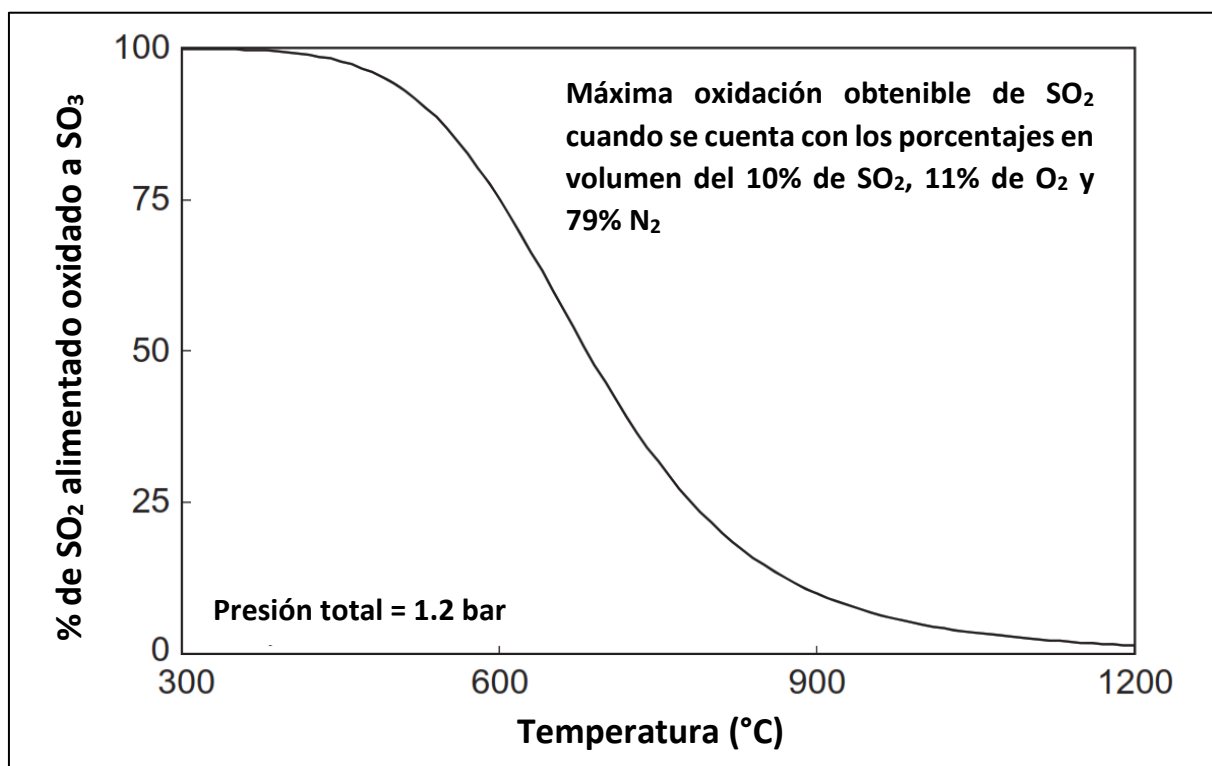


Figura 5-2: Máxima conversión de equilibrio alcanzada en función de la temperatura de reacción [28].

El modelado de la temperatura de equilibrio puede ser descrito mediante la siguiente ecuación [29]:

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

$$T^E = \frac{-B}{A + R \cdot \ln \left(\left(\frac{\Phi^E}{100 - \Phi^E} \right) \cdot \left(\frac{100 - 0.5 \cdot e \cdot \frac{\Phi^E}{100}}{f - 0.5 \cdot e \cdot \frac{\Phi^E}{100}} \right) \cdot P_t^{-0.5} \right)} \quad (5-5)$$

Donde T^E corresponde a la temperatura de equilibrio en Kelvin, A y B son constantes empíricas para calcular la energía libre de Gibbs en función de una temperatura, con $A = 0.09357 \text{ MJ kg mol SO}_2^{-1} \text{ K}^{-1}$ y $B = -98.41 \text{ MJ kg mol SO}_2^{-1}$. R es la constante de los gases ($0.008314 \text{ MJ kg mol SO}_2^{-1} \text{ K}^{-1}$), P_t es la presión de operación en bar, Φ^E corresponde a la conversión en equilibrio (%SO₂), e es el porcentaje volumétrico de SO₂ en la entrada y f es el porcentaje volumétrico de oxígeno.

5.1.3- Ruta de calentamiento

Teóricamente, la mayor conversión posible es la alcanzada en el equilibrio para una determinada temperatura de reacción. La energía liberada por la reacción provoca el aumento de la temperatura largo del lecho del convertidor, frenando la conversión cuando se alcanza la temperatura de equilibrio. En la Figura 5-3 (a) se aprecia la situación descrita previamente, donde el gas de entrada ingresa a una temperatura de 412°C, dado que el gas está entrando al reactor aún no se presenta conversión, una vez recorre el lecho del reactor la temperatura aumenta hasta los 615°C momento en que intercepta la curva de equilibrio y se frena la conversión de SO₂. La cantidad de SO₂ remanente tras la conversión del primer lecho sigue estando en el rango de peligrosidad para la salud humana, por lo que se requiere disminuirlo aún más, pero dado que se alcanzó el equilibrio se requiere desplazar este hacia la generación de SO₃. Esto se logra enfriando la corriente antes de su ingreso a un segundo lecho de conversión, en la Figura 5-3 (b) se presenta el enfriamiento de la corriente que abandona el primer lecho de conversión hasta los 435°C, evidenciándose que el punto de operación se aleja de la curva de equilibrio manteniendo la conversión global de SO₂, permitiendo que la reacción continúe en el segundo lecho, Figura 5-3 (c).

El aumento en la conversión conseguido disminuye con la incorporación de un nuevo lecho como se puede apreciar en la Figura 5-3 (d), donde se cuenta con un tercer lecho de conversión. El aumento en la conversión entre el primer lecho y el segundo fue desde el 74,24% hasta el 92,97% mientras que al incorporar un tercer lecho solo aumento hasta el 97,91% y si se añadiera un último paso la conversión

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

llegaría al 99,92%. A forma de resumen al añadir un segundo lecho se consiguió un aumento en la conversión global del 18,77%, al incorporar el tercero un aumento del 4,95% y al incorporar un cuarto solo se incrementó un 2,01%. Pese a parecer que el aumento en la conversión es mínimo para justificar la incorporación de un cuarto paso de conversión la realidad se traduce en que permite reducir hasta en un 98% las emisiones.

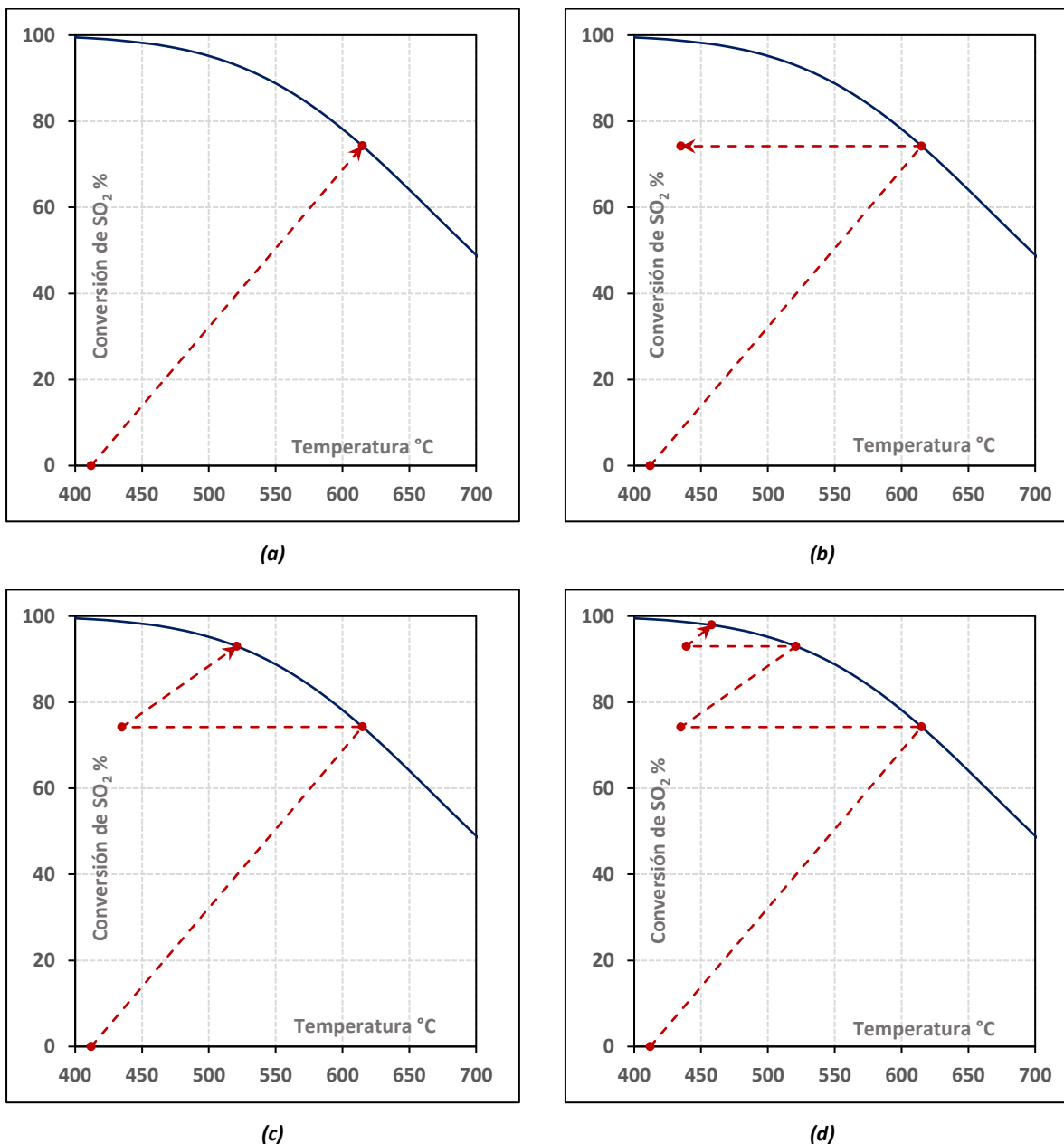


Figura 5-3: Trayectorias de calentamiento y enfriado. (a) Reacción en primer lecho, (b) Enfriado entre lechos 1 – 2, (c) Reacción en segundo lecho, (d) Enfriado entre lechos 2 – 3 y reacción en tercer lecho.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

5.1.4- Integración energética

Para que se produzca la oxidación del SO_2 se requiere como ya se ha visto en las secciones anteriores que la temperatura de trabajo este entre los 400 y 600°C y del enfriado intermedio entre los distintos lechos del reactor, un esquema de esto es presentado en la siguiente figura:

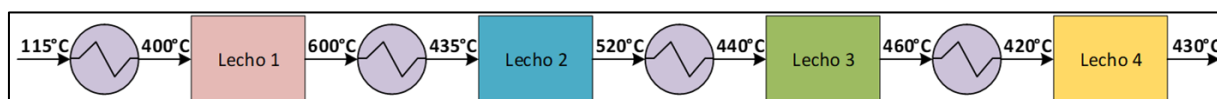


Figura 5-4: Diagrama de enfriamientos en el circuito del reactor catalítico.

En el primer intercambiador de la Figura 5-4 se produce el acondicionamiento de la corriente de alimentación a la temperatura necesaria para que ocurra la reacción, mientras que en el resto de los intercambiadores se requiere de un ser servicio que extraiga el calor generado por la reacción.

Por otro lado, generalmente los gases tras pasar por el tercer lecho del reactor son conducidos hacia una torre de absorción que retira el SO_3 generado hasta el momento. Esto disminuye el volumen gaseoso de la corriente, mejorando el rendimiento de la reacción que se llevara a cabo en el cuarto lecho. Pero enfría los gases por debajo de los 100°C por lo que se requiere volver a calentar esta corriente antes de que pueda ingresar al lecho.

Al existir corrientes que requieren calor y otras que lo ceden se puede realizar una integración térmica entre las distintas corrientes del reactor, de esta manera se aprovecha la energía generada por la reacción. Un ejemplo de integración es presentado en la Figura 5-5, donde la corriente que sale del paso 1 requiere más de un intercambiador de calor para poder retirar la carga térmica generada.

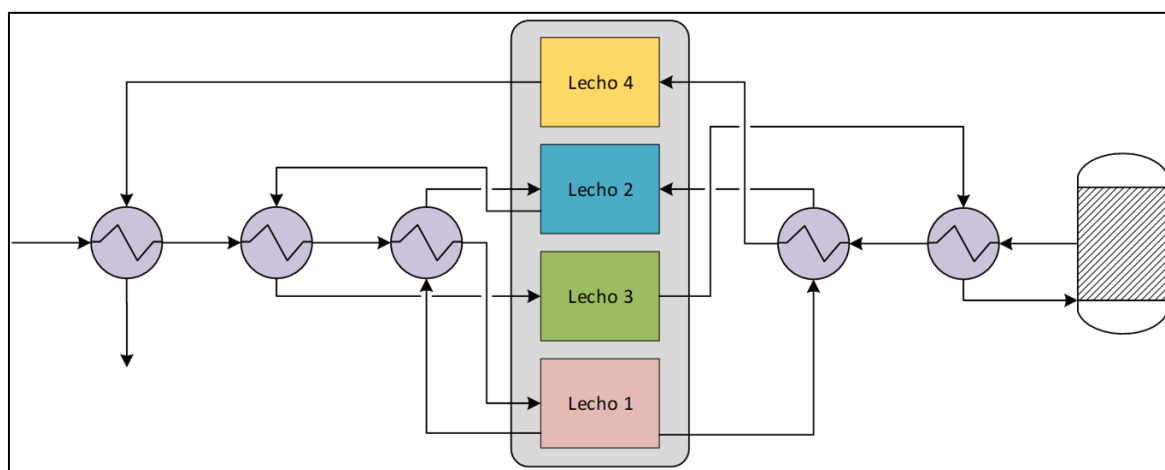


Figura 5-5: Integración energética en circuito de reactor catalítico en fundición Chagres.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

5.2 - Sistema de control

Una vez entendida la fenomenología general que afecta al reactor, en esta sección se mencionara y explicara los factores que componen el control del reactor de la planta de ácido.

Tanto el flujo como la composición de los gases de entrada a la planta son variantes, provocando que la carga térmica entregada por las salidas de cada lecho del reactor cambie en el tiempo. Esto podría provocar que la temperatura de entrada a los distintos pasos del reactor sea inferior a la necesitada para mantener activo el catalizador o que en caso contrario suba tanto que la temperatura de salida este muy por encima de los 600°C provocando la perdida permanente de la eficiencia del catalizador.

Para abordar la problemática descrita anteriormente, es necesario contar con sistemas de control que actúen sobre las distintas temperaturas de entrada al reactor para asegurar la continuidad de la operación.

5.2.1- Sistema de control distribuido (DCS)

Todo el sistema de control de la compañía se encuentra soportado en el sistema de control distribuido (DCS), en este sistema están conectados los distintos instrumentos y controladores de la planta, permitiendo elaborar la capa de control regulatorio avanzado.

La tecnología de sistema de control distribuido utilizada por la compañía corresponde a la entregada por la empresa Honeywell International Inc., “*Experion® Process Knowledge System*” (EPKS)[30]. Esta tecnología fue diseñada para mantener en una única plataforma a todas las soluciones de automatización de la planta de procesos con una arquitectura unificada.

En el **Anexo 10.1 - Arquitectura EPKS – Fundición Chagres** se muestra la arquitectura de toda la operación.

5.2.2- Tags implicados en el control de gases de la zona de contacto

La compañía cuenta con instrumentación para mantener el seguimiento y el control del proceso, las siglas utilizadas para la identificación de cada instrumento o dato de proceso recibe el nombre de “TAG” (etiqueta en español). Convencionalmente los valores de procesos reciben la terminación “.PV”, el valor del actuador “.OP” y el valor del “*set point*” (valor de referencia en español) del controlador “.SP”.

En la Tabla 5-1 se presentan los TAGs más importantes para el control de los gases de la zona de contacto.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

Tabla 5-1: TAGs zona de contacto de planta de ácido.

TAG	Descripción	Unidad
AIC4512.OP	Punto de operación control concentración de SO ₂ entrada al paso 1	%
AIC4512.PV	Control concentración de SO ₂ de entrada al paso 1	% v/v
AIC4512.SP	<i>Set point</i> control concentración de SO ₂ de entrada al paso 1	%
AIT4512.PV	Concentración de SO ₂ de entrada al paso 1	% v/v
AIT4531A.PV	Concentración SO ₂ salida de chimenea	PPM
AIT4531CEMS.PV	Concentración SO ₂ salida de chimenea CEMS	PPM
FTC4560.PV	Flujo total de gases de entrada sopladores	Nm ³ /h
FY4512.PV	Flujo de SO ₂ entrada paso 1	Nm ³ /h
HIC2020.PV	Apertura válvula 2020	%
HIC2022.PV	Apertura válvula 2022	%
IT4580.PV	Corriente motor KKK1	A
IT4590.PV	Corriente motor KKK2	A
LIT4911.PV	Nivel agua domo de caldera	%
OIT4512.PV	Concentración de O ₂ de entrada al paso 1	% v/v
PDIT4716.PV	Caída de presión torre de absorción final	mm.c.a.
PIT4532.PV	Presión salida gas de chimenea	mm.c.a.
PIT4565.PV	Presión gas de salida torre de secado 2	mm.c.a.
PIT4566.PV	Presión de salida soplador KKK2	mm.c.a.
PIT4716A.PV	Presión entrada torre de absorción final	mm.c.a.
PIT4716B.PV	Presión salida torre de absorción final	mm.c.a.
PIT4931.PV	Presión aire de instrumentación	KPa
PT4513.PV	Presión gas de salida torre de secado 1	mm.c.a.
PT4514.PV	Presión de salida soplador KKK1	mm.c.a.
TIC4507.OP	Punto de operación control diferencia de temperatura entrada paso 2	%
TIC4507.PV	Control diferencia de temperatura entrada paso 2	°C
TIC4507.SP	<i>Set point</i> control diferencia de temperatura entrada paso 2	°C
TIC4517.OP	Punto de operación control temperatura entrada gas a paso 1	%
TIC4517.PV	Control temperatura entrada gas a paso 1	°C

Continuación en la siguiente página...

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

TAG	Descripción	Unidad
TIC4517.SP	<i>Set point</i> control temperatura entrada gas a paso 1	°C
TIC4517A.OP	Punto de operación control temperatura de enfriado entrada paso 1	%
TIC4517A.PV	Control temperatura de enfriado entrada paso 1	°C
TIC4517A.SP	<i>Set point</i> control temperatura de enfriado entrada paso 1	°C
TIC4520.OP	Punto de operación control temperatura entrada gas a paso 2 lado B	%
TIC4520.PV	Control temperatura entrada gas a paso 2 lado B	°C
TIC4520.SP	<i>Set point</i> control temperatura entrada gas a paso 2 lado B	°C
TIC4520A.OP	Punto de operación control temperatura de enfriado entrada paso 2	%
TIC4520A.PV	Control temperatura de enfriado entrada paso 2	°C
TIC4520A.SP	<i>Set point</i> control temperatura de enfriado entrada paso 2	°C
TIC4523.OP	Punto de operación control temperatura entrada gas a paso 3	%
TIC4523.PV	Control temperatura entrada gas a paso 3	°C
TIC4523.SP	<i>Set point</i> control temperatura entrada gas a paso 3	°C
TIC4526.OP	Punto de operación control temperatura entrada gas a paso 4	%
TIC4526.PV	Control temperatura entrada gas a paso 4	°C
TIC4526.SP	<i>Set point</i> control temperatura entrada gas a paso 4	°C
TIC4537.OP	Punto de operación control temperatura entrada gas a paso 2 lado A	%
TIC4537.PV	Control temperatura entrada gas a paso 2 lado A	°C
TIC4537.SP	<i>Set point</i> control temperatura entrada gas a paso 2 lado A	°C
TIT4515.PV	Temperatura entrada gas intercambiador intermedio	°C
TIT4516.PV	Temperatura entrada gas intercambiador caliente	°C
TIT4518.PV	Temperatura entrada gas a paso 1	°C
TIT4519A.PV	Temperatura interna salida paso 1 lado A	°C
TIT4519B.PV	Temperatura interna salida paso 1 lado B	°C
TIT4520.PV	Temperatura ducto de entrada paso 2	°C
TIT4521.PV	Temperatura entrada gas a paso 2 lado B	°C
TIT4524.PV	Temperatura entrada gas a paso 3	°C
TIT4527.PV	Temperatura entrada gas a paso 4	°C
TIT4529.PV	Temperatura entrada gas a caldera	°C

Continuación en la siguiente página...

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

TAG	Descripción	Unidad
TIT4530.PV	Temperatura de entrada torre de absorción final	°C
TIT4531.PV	Temperatura salida gas torre de absorción final	°C
TIT4532.PV	Temperatura salida gas de chimenea	°C
TIT4537.PV	Temperatura entrada gas a paso 2 lado A	°C
TIT4546.PV	Temperatura de entrada torre de absorción intermedia	°C
TIT4547.PV	Temperatura de salida torre de absorción intermedia	°C
TIT4548.PV	Temperatura salida interpaso frio	°C
TIT4555.PV	Temperatura salida interpaso caliente	°C
TIT4559.PV	Temperatura de entrada interpaso caliente	°C
TIT4564.PV	Temperatura gas de salida torre de secado 2	°C
TIT4911.PV	Temperatura agua domo de caldera	°C
TT4513.PV	Temperatura gas de salida torre de secado 1	°C
TT4514.PV	Temperatura entrada gas a intercambiador frio	°C
UY4513.PV	Flujo de entrada soplador KKK1	Nm ³ /h
UY4565.PV	Flujo de entrada soplador KKK2	Nm ³ /h
ZIT4526.PV	Retroalimentación de posición válvula 4526	%
ZIT4537.PV	Retroalimentación de posición válvula 4537	%
ZIT4538A.PV	Válvula regulación flujo paso 2 lado A	%
ZIT4538B.PV	Válvula regulación flujo paso 2 lado B	%

La representación visual de la disposición de los TAGs utilizada por el operador consola para el proceso de supervisión y control de la zona de conversión catalítica es presenta en la Figura 5-15 de la sección **5.2.5-Esquemáticos de proceso.**

5.2.3- Lógica y lazos de control del reactor catalítico

El objetivo principal de control en el reactor es mantener las temperaturas de entrada a cada lecho del reactor sobre la temperatura de activación del catalizador.

A continuación, se presenta un diagrama que ejemplifica las válvulas implicadas en la zona de contacto por la sección de gases, existiendo 8 lazos de control independientes. Un diagrama más detallado es presentado en el **Anexo 10.2 -Diagrama general circuito de gases zona de contacto.**

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

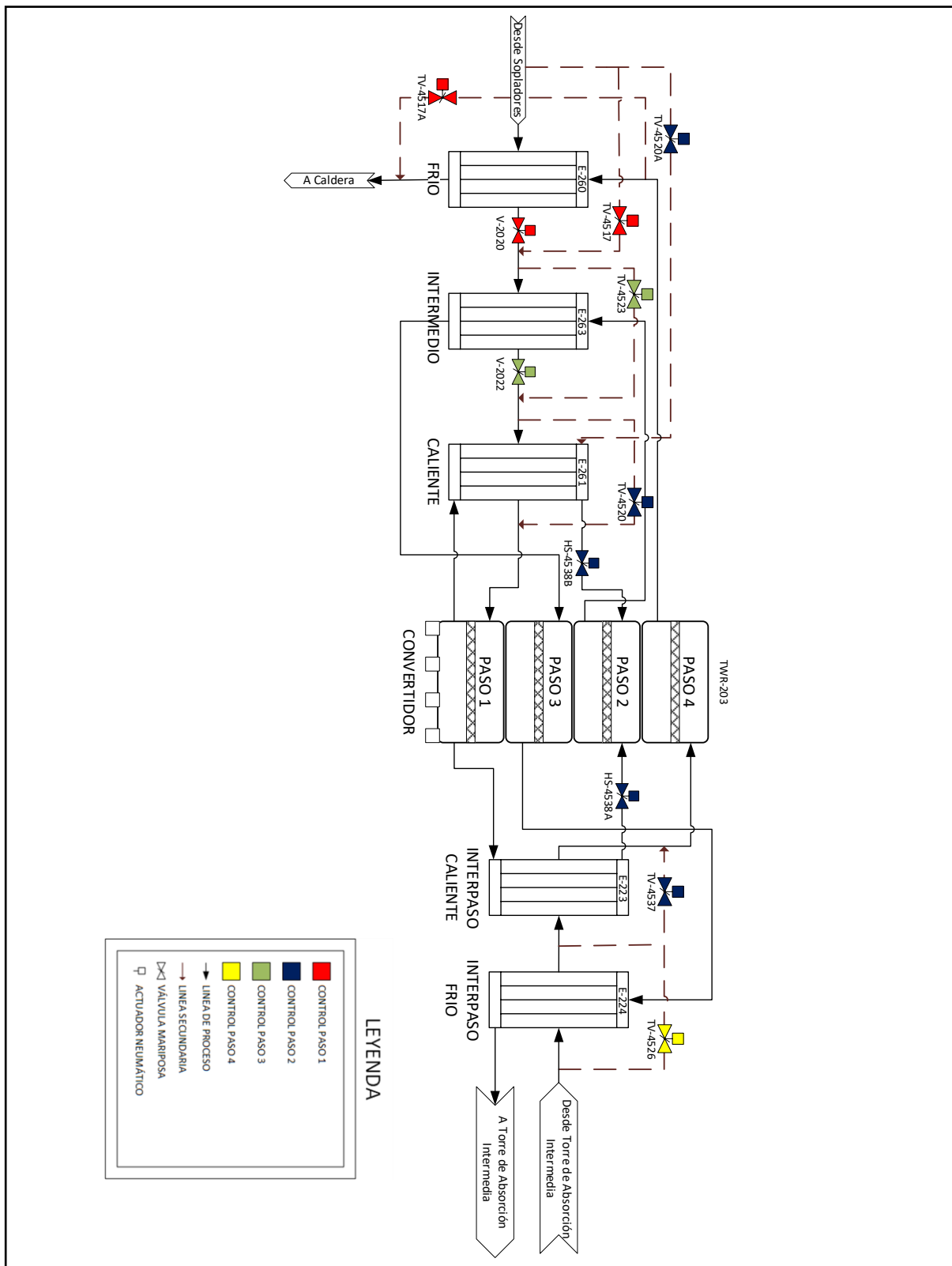


Figura 5-6: Diagrama simplificado zona de contacto, gases. Planta de Ácido Sulfúrico.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

A) Paso 1

Este paso cuenta con 2 lazos manejados por el mismo controlador que envía acciones independientes a realizar por cada uno de ellos, uno está dedicado a mantener la temperatura en el rango de operación y el otro permite enfriar rápidamente la temperatura de entrada en caso de que la temperatura del reactor se acerque a los límites controlables y el primer lazo de control no de abasto para regularlo.

En la siguiente figura se presenta un diagrama que ejemplifica los tags asociados al control de este paso:

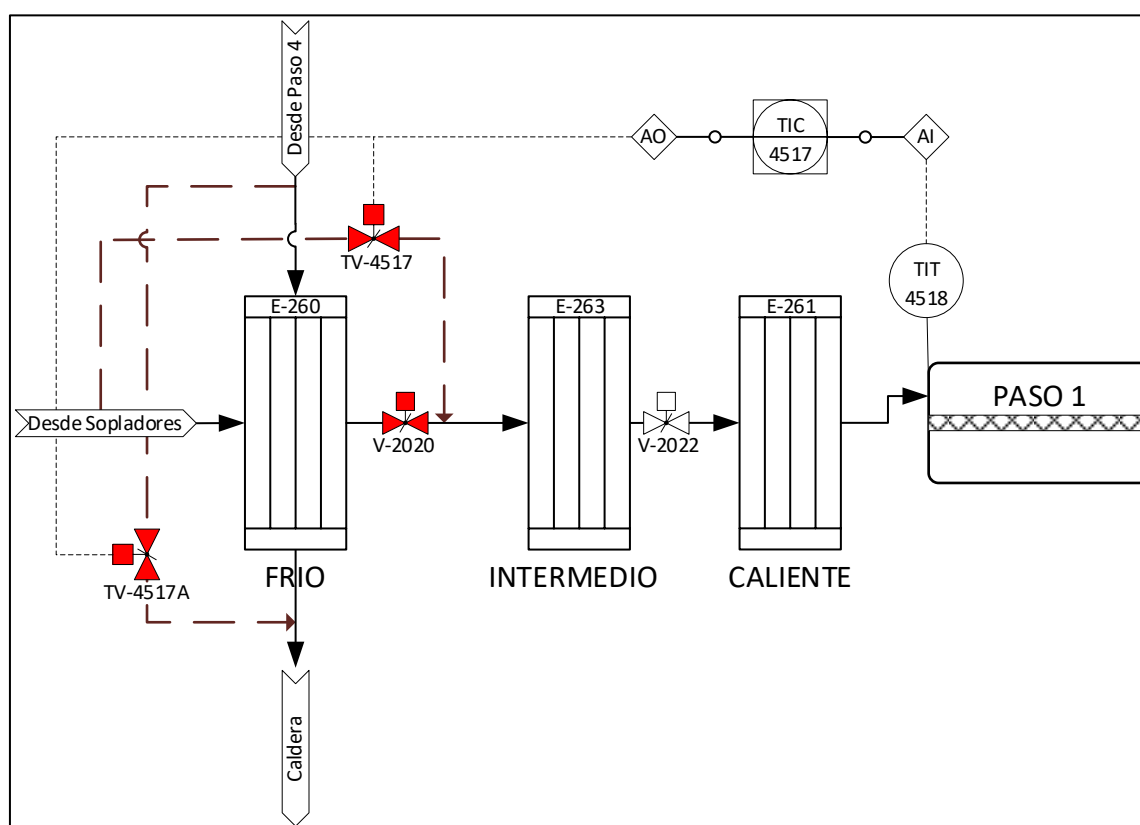


Figura 5-7: Diagrama de control del paso 1, Reactor Catalítico.

El intercambiador frio es el que produce el mayor aumento en la temperatura del paso 1 (160°C), tal como se aprecia en la Figura 3-25 de la sección **3.3.2-C) Tren de intercambiadores de calor**. Para mantener el correcto control de la temperatura se modifica el flujo por la coraza y en menor medida el por los tubos dependiendo del requerimiento del momento.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

La temperatura de entrada del paso 1 es registrada como TIT4518.PV, esta temperatura es medida a centímetros de la cama del lecho. La señal es enviada al controlador TIC4517 el cual envía una orden de apertura o cierre de las válvulas TV-4517 y TV-4517A.

En la Figura 5-15 de la sección **5.2.5-Esquemáticos de proceso**, se puede apreciar sobre el intercambiador frío los parámetros de control de ambos lazos. El primer espacio corresponde a la temperatura medida en el momento, el segundo al *set point* ingresado por el operador consola, y el último indica el porcentaje de apertura de las válvulas.

Tanto para el lazo de control de la TV-4517 como de la TV-4517A el operador consola ingresa el valor de *set point* de temperatura entre el rango de 395 a 420°C, dependiendo de la cantidad de SO₂ entrante.

La válvula TV-4517 permite realizar una desviación (“*by-pass*”) del flujo proveniente de los sopladores, para que una parte del fluido no ingrese a la sección coraza del intercambiador, provocando que no aumente su temperatura. La apertura de esta válvula se traduce en una reducción de la temperatura de entrada al paso 1 del reactor. Tanto la corriente desviada como la que si ingreso al intercambiador son conectadas antes de la entrada de la coraza del intercambiador intermedio. Se cuenta además con la válvula V-2020 que no se encuentra conectada a ninguna lógica de control, sino que es utilizada principalmente para detenciones o partidas de planta, anexo a esto el operador consola modifica su valor de apertura para favorecer o disminuir el control de la válvula TV-4517.

La válvula TV-4517A realiza una desviación del flujo proveniente del cuarto paso del convertidor, evitando que una sección del flujo ingrese a los tubos del intercambiador, reduciendo la cantidad de calor transferido en el intercambiador. La apertura de esta válvula provoca la disminución de la temperatura de entrada al paso 1 del reactor. El flujo desviado es re – incorporado al que paso por los tubos del intercambiador antes de hacer ingreso a la caldera recuperadora de calor.

B) Paso 2

Este paso cuenta con 4 lazos de control manejados por 3 controladores, los cuales mantienen la temperatura del segundo paso entre los 430 y 450°C. Dado que este paso cuenta con 2 entradas provenientes del intercambiador caliente y del interpaso caliente, uno de los controladores esta encargado de disminuir las diferencias de temperatura entre ambas entradas.

En la Figura 5-8 se presentan los lazos de control encargados de mantener la temperatura de entrada del reactor por el lado del tren de intercambiadores de calor.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

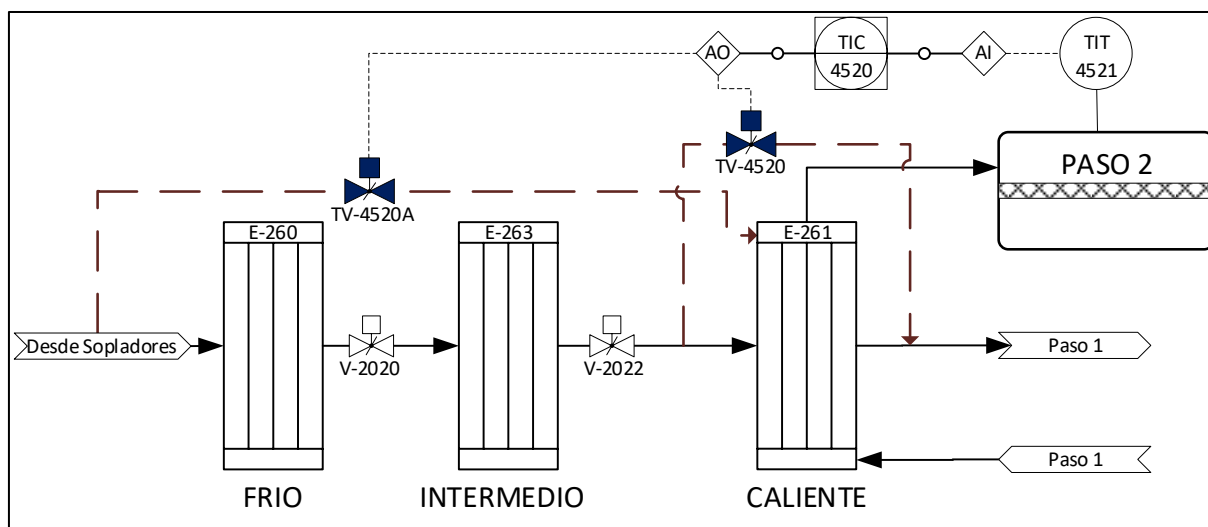


Figura 5-8: Diagrama de control del paso 2 lado B, Reactor Catalítico.

El flujo de gases tras pasar por el intercambiador frio e intermedio ha aumentado su temperatura hasta los 300°C, por lo que para maximizar la transferencia de calor se utiliza una de las 2 corrientes salientes del paso 1, ya que, es la de mayor temperatura de esta zona de proceso. La corriente proveniente del primer paso ingresa a los tubos del intercambiador caliente para luego dirigirse hacia el paso 2.

Para mantener la temperatura del segundo paso por el lado del tren de intercambiadores, se cuenta con la posibilidad de desviar el flujo de la coraza e incorporar fluido frio a la salida del intercambiador caliente.

La temperatura del paso 2 es registrada como TIT4521.PV. Esta temperatura es medida cerca de la cama del paso. La señal es enviada a los controladores TIC4520 y TIC4537. De este último se hablará más adelante.

El controlador TIC4520 cuenta con 2 lazos de control, uno para la TV-4520 y otro en la TV-4520A. Cada lazo cuenta con su respectivo valor de *set point*, el cual es modificado por el operador consola según el requerimiento del proceso.

El lazo asignado a la TV-4520 permite desviar parte de la corriente de gas antes de que haga ingreso al intercambiador caliente, por tanto, una apertura de esta válvula se traduce en un aumento de la temperatura del paso, ya que al desviar la corriente es menor el calor retirado a los gases salientes del paso 1, ingresando estos a mayor temperatura al segundo paso. El valor deseado en la entrada al paso 2 es de 440°C.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

Por otro lado, la TV-4520A permite ingresar gases desde el soplador KKK2 a la salida de los tubos del intercambiador caliente, este gas se mezcla con la corriente de salida del intercambiador bajando la temperatura de entrada al segundo paso. Por tanto, una apertura de esta válvula significa la disminución de la temperatura del paso 2 en una primera instancia, pero la mayor carga de SO_2 ingresada al lecho puede terminar aumentando la temperatura en el largo plazo. El *set point* fijado para este lazo es de 450°C , de esta manera si el lazo 4520, no puede bajar la temperatura se activará este lazo de control para asegurar la estabilidad operacional.

La acción de cualquiera de estos lazos repercute directamente en la temperatura de entrada del paso 1, por lo que frente a estas perturbaciones el lazo 4517, visto anteriormente, deberá efectuar acciones correctivas para mantener la temperatura del paso 1 en el valor deseado.

En la siguiente figura se presenta el lazo de control asociado al controlador 4537, este controlador se encarga de mantener la temperatura del paso 2 actuando en la sección de Interpasos.

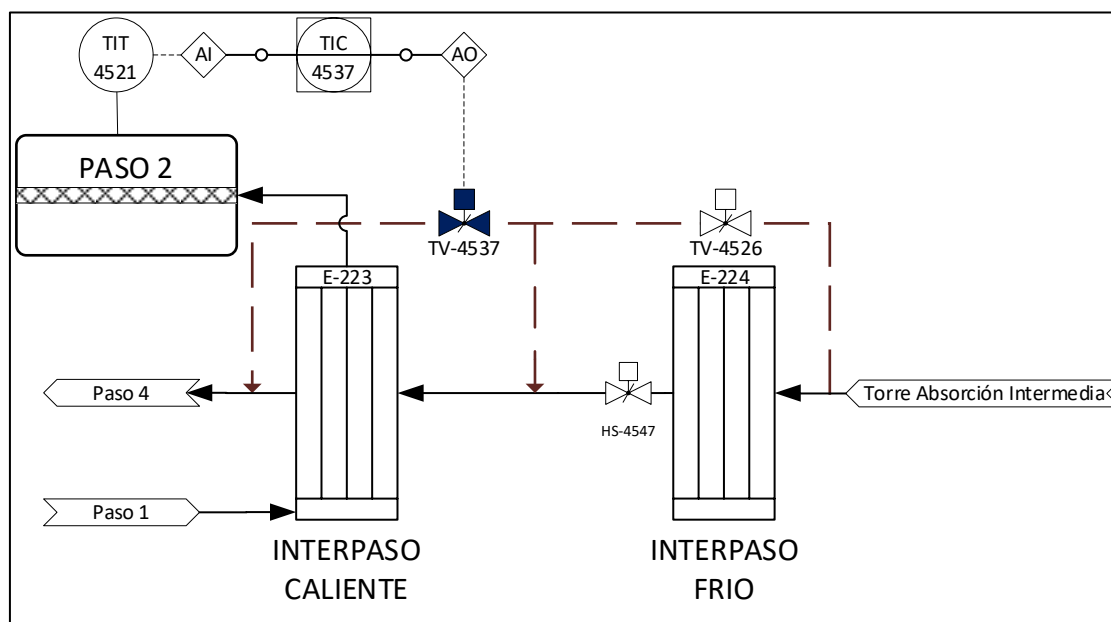


Figura 5-9: Diagrama de control del paso 2 lado A, Reactor Catalítico.

Como se indicó anteriormente el controlador 4537 es alimentado por la TIT4521.PV, actuando en la válvula TV-4537, esta válvula permite aumentar o disminuir la cantidad de flujo que se desvía de su ingreso a la coraza de los Interpasos. Aumentar el porcentaje de apertura de la válvula permite

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

incrementar la temperatura de entrada al paso 2, ya que disminuye la cantidad de gases circulando por la coraza, y con esto el requerimiento de calor.

Los gases que salen del paso 1 por el lado del interpaso caliente se dirigen tras su paso por este hacia el paso 2.

El valor manejado en el *set point* del controlador es igual a 440°C.

Las acciones correctivas de este controlador afectan indirectamente a la temperatura de entrada al paso 4, generando una acción de corrección en el controlador de ese paso.

Ya que se tiene control por ambos lados del paso, se requiere regularizar las temperaturas de entrada para que no se generen desequilibrios en las presiones y con esto daño estructurales a los equipos o la canalización de la corriente provocando perdida en el rendimiento del catalizador. Se cuenta con el diagrama de control presentada en la Figura 5-10:

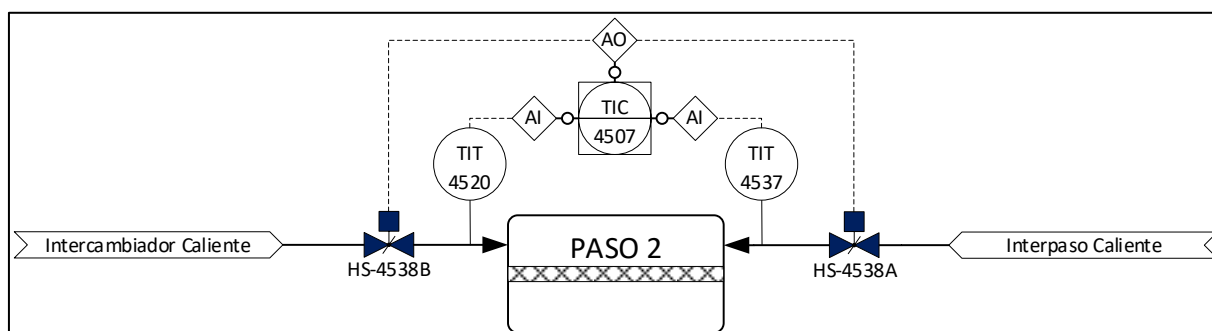


Figura 5-10: Diagrama de control del paso 2 Δ de temperatura, Reactor Catalítico.

Se registran las temperaturas por ambos lados del paso, para el lado del tren de intercambiadores se registra la temperatura TIT4520.PV y por el lado de los Interpasos se tiene la temperatura TIT4537.PV. Ambas alimentan al controlador TIC4507.

El controlador actúa según la diferencia entre estas dos temperaturas, usando la siguiente ecuación:

$$TIC4507.PV = TIT4537.PV - TIT4520.PV \quad (5-6)$$

La variable controlada corresponde a la TIC4507.PV, la cual registra la diferencia de estas temperaturas, si la diferencia es positiva el controlador envía una señal de apertura a la válvula HS-4538B, esto provoca que desde el paso 1 se favorezca la salida de gases por el lado del tren de intercambiadores disminuyendo la diferencia de temperaturas.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

Para evitar los cambios bruscos de presión el controlador además envía la misma señal de la válvula HS-4538B a la válvula HS-4538A, esta última válvula consta de su posicionador en estado inverso en terreno, por lo que terminara efectuando el movimiento necesario para que ambas válvulas sumen 100%, esto permite que los movimientos de las válvulas sean menores y que los sopladores no presenten problemas por estrangulación de la línea de proceso.

C) Paso 3

El paso 3 es calentado con los gases provenientes del segundo paso, los cuales hacen ingreso al intercambiador intermedio por la sección de tubos. Se cuenta con un lazo de control para regular la temperatura de entrada al paso 3.

En el siguiente diagrama se ejemplifica el control de este paso:

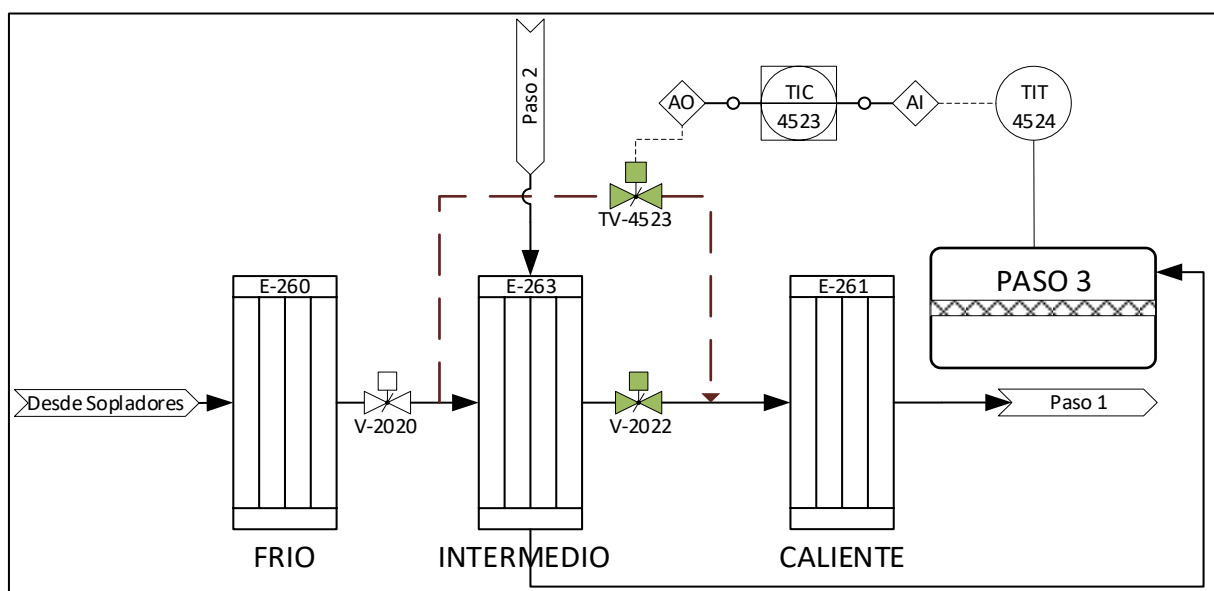


Figura 5-11: Diagrama de control del paso 3, Reactor Catalítico.

La temperatura del paso 3 es registrada por el TIT4524.PV, este envía la señal al controlador TIC4523 para que mande la señal de operación al actuador de la válvula TV-4523.

La válvula TV-4523 permite el desvío de los gases que ingresan a la carcasa del intercambiador intermedio, reduciendo así el calor retirado de la corriente que se dirige por los tubos hacia el paso 3.

La apertura de esta válvula se traduce en un aumento de la temperatura del tercer paso e indirectamente disminuye la temperatura de entrada de la corriente al paso 1.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

El set point requerido por este lazo de control es del valor de 440°C.

Adicionalmente, al lazo de control el operador dispone de la válvula V-2022, utilizada principalmente para detenciones o partidas de planta, y, en menor medida, para favorecer o disminuir el desvío de gases circulantes por la carcasa del intercambiador intermedio.

D) Paso 4

Este paso cuenta con un único lazo de control para regular la temperatura de su entrada. El objetivo de este controlador es lograr enfriar el cuarto paso.

La temperatura registrada en el TIT4527.PV es enviada al controlador TIC4526, el cual manda una señal de apertura o cierre al actuador de la TV-4526. La apertura de la válvula se traduce en una disminución de la temperatura de entrada al paso.

En la siguiente figura se presentan los TAGs antes mencionados y su interacción con las líneas de proceso.

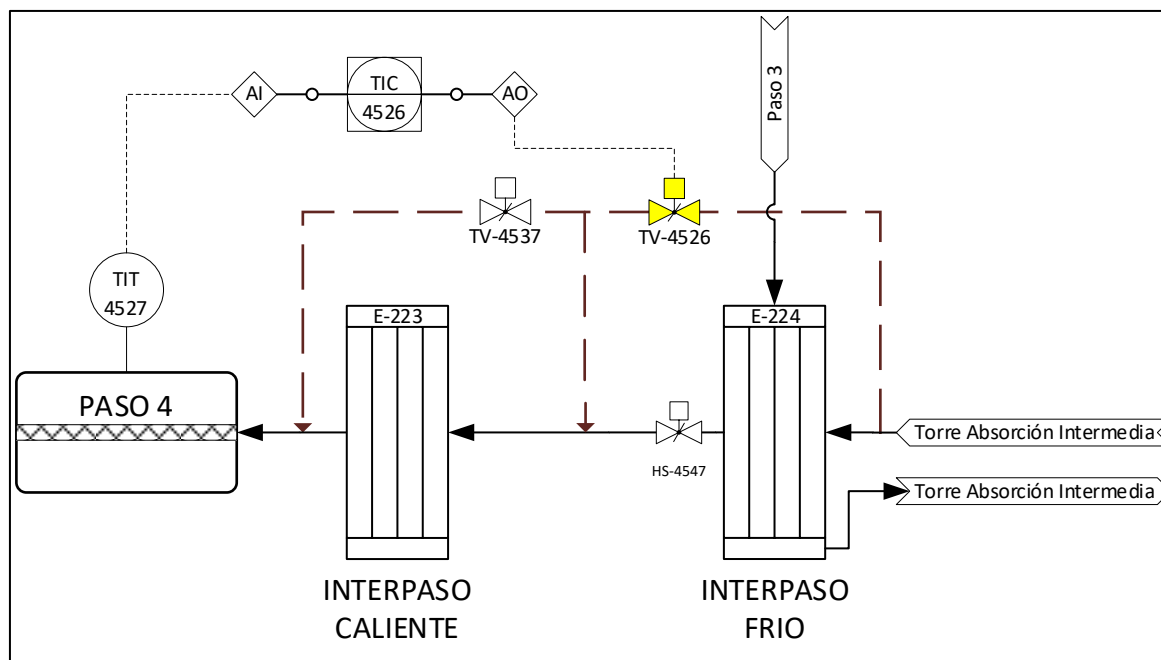


Figura 5-12: Diagrama de control del paso 4, Reactor Catalítico.

Para mantener el control de la temperatura por la sección de los Interpasos se presenta un desvío de corriente, antes de hacer ingreso al interpaso frio, de esta manera una sección del flujo no entra a los

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

Interpasos manteniéndose fría. La corriente desviada es reincorporada a la línea antes del ingreso al Interpaso Caliente.

Este desvío se ve favorecida por la apertura de la válvula de control de este paso, la TV-4526, y, a su vez, por la válvula de control del paso 2, la TV-4537. Por lo que el control de los pasos 2 y 4 se afectan indirectamente en sus respectivas temperaturas de entrada.

El *set point* del controlador de este paso es manejado en el valor de 410°C.

5.2.4- Sala de control de proceso

La fundición cuenta con un edificio que reúne al sistema de control, estando en el primer piso los servidores y el sistema de DCS, y en el segundo piso las consolas de operación, en salas especializadas para llevar el correcto control de toda la fundición.

La sala en el segundo piso se sub divide en 3 estaciones de consola separadas solamente por un vidrio, cada una tiene a su respectivo operador consola, que está a cargo de una parte del proceso en particular. Teniendo presente la consola de Horno Flash, la consola de plantas de suministros y la consola de Planta de Ácido.

La consola de planta de ácido fue implementada por Honeywell, esta contiene múltiples pantallas para ver las diferentes operaciones unitarias del proceso y el estado medio ambiental de la fundición y comunidades aledañas.

El operador consola de planta de ácido cuenta además con un sistema de vigilancia ambiental, el cual predice y alerta frente a condiciones medioambientales de velocidad y dirección de viento. Gracias a esto, el operador puede llevar el correcto monitoreo de las emisiones de SO₂ de la fundición.

Las responsabilidades del operador consola de la planta de ácido con respecto al control de proceso corresponden al monitoreo del proceso de limpieza, conversión catalítica y contacto de la planta de ácido sulfúrico coordinando con los operadores en terreno. Además, se encuentra a cargo de los controles medioambientales teniendo la facultad de detener toda la operación de la fundición coordinando con consola Horno Flash.

Dado a que las consolas se encuentran en el mismo lugar, se favorece el flujo de información entre los operadores, permitiendo coordinar rápidamente acciones de control.

En la Figura 5-13 se presenta la consola de control de la Planta de Ácido Sulfúrico.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

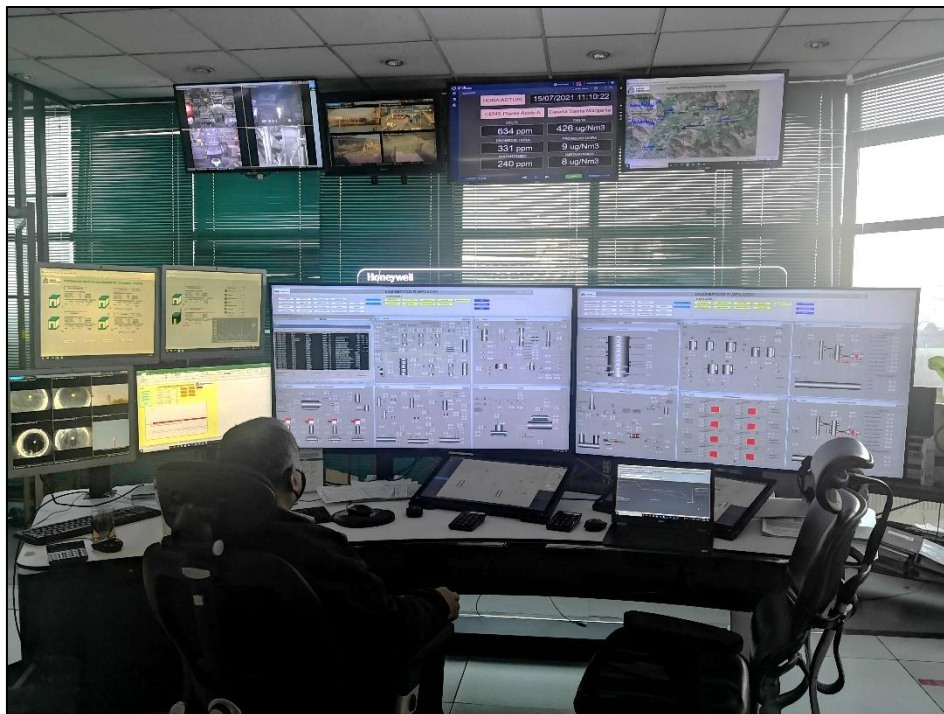


Figura 5-13: Consola Planta de Ácido Sulfúrico.

5.2.5- Esquemáticos de proceso

Para supervisar el proceso se cuenta con interfases HMI que contienen los diversos indicadores y lazos de control.

En estas interfases, el operador consola interactúa modificando los valores de *set point* a los lazos de control, así como variar los puntos de operación de diversos equipos, como bombas, sopladores, válvulas y enciende o apaga controladores.

Ejemplos de los esquemas utilizados son presentados en la Figura 5-14 y en la Figura 5-15.

Los TAGs presentados en las figuras se encuentran listados en la Tabla 5-1.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

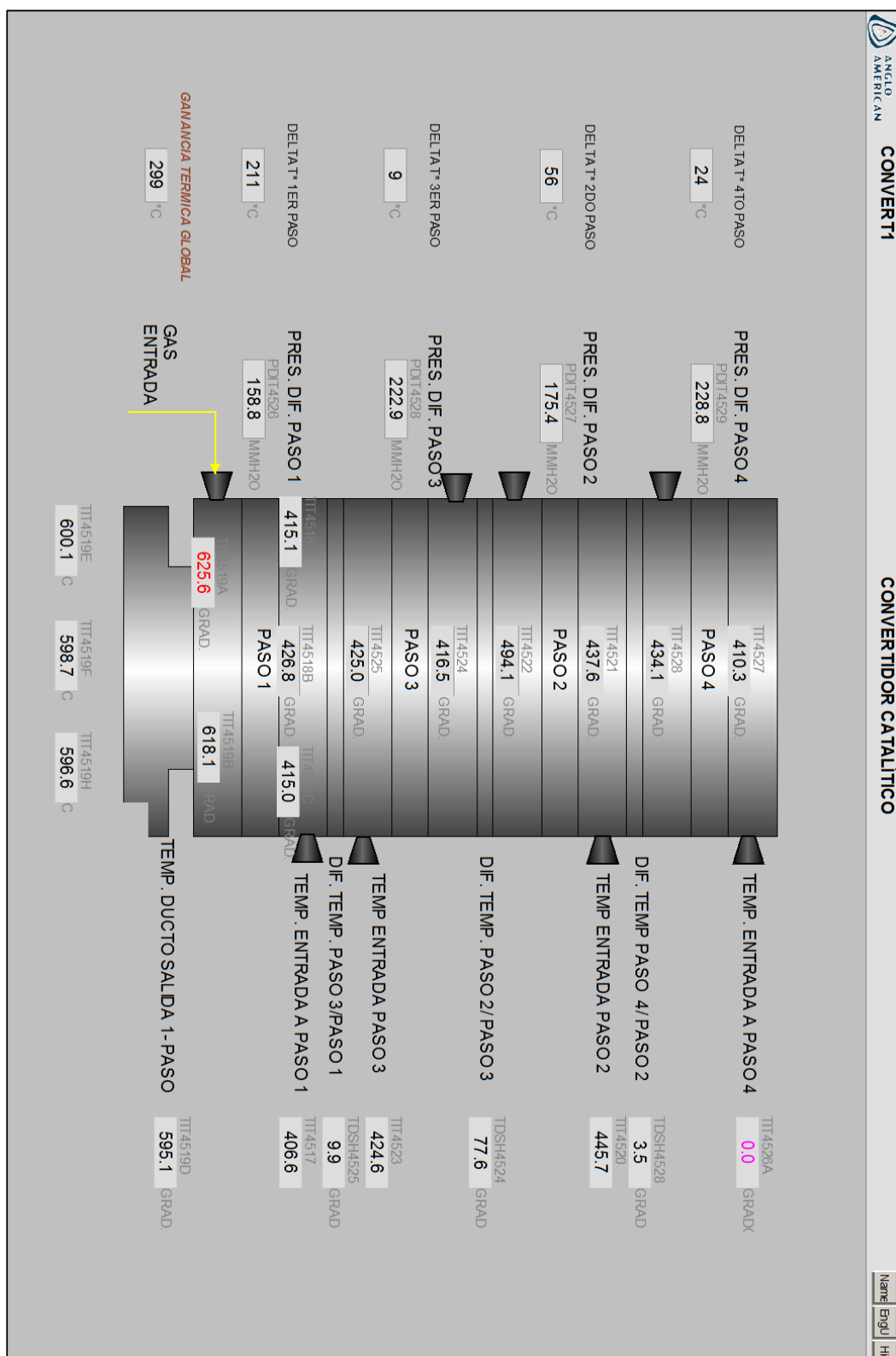


Figura 5-14: Esquema reactor catalítico utilizado por operador consola, Planta de Ácido Sulfúrico.

CAPÍTULO 5 - CONTROL DEL REACTOR CATALITICO DE LA PLANTA

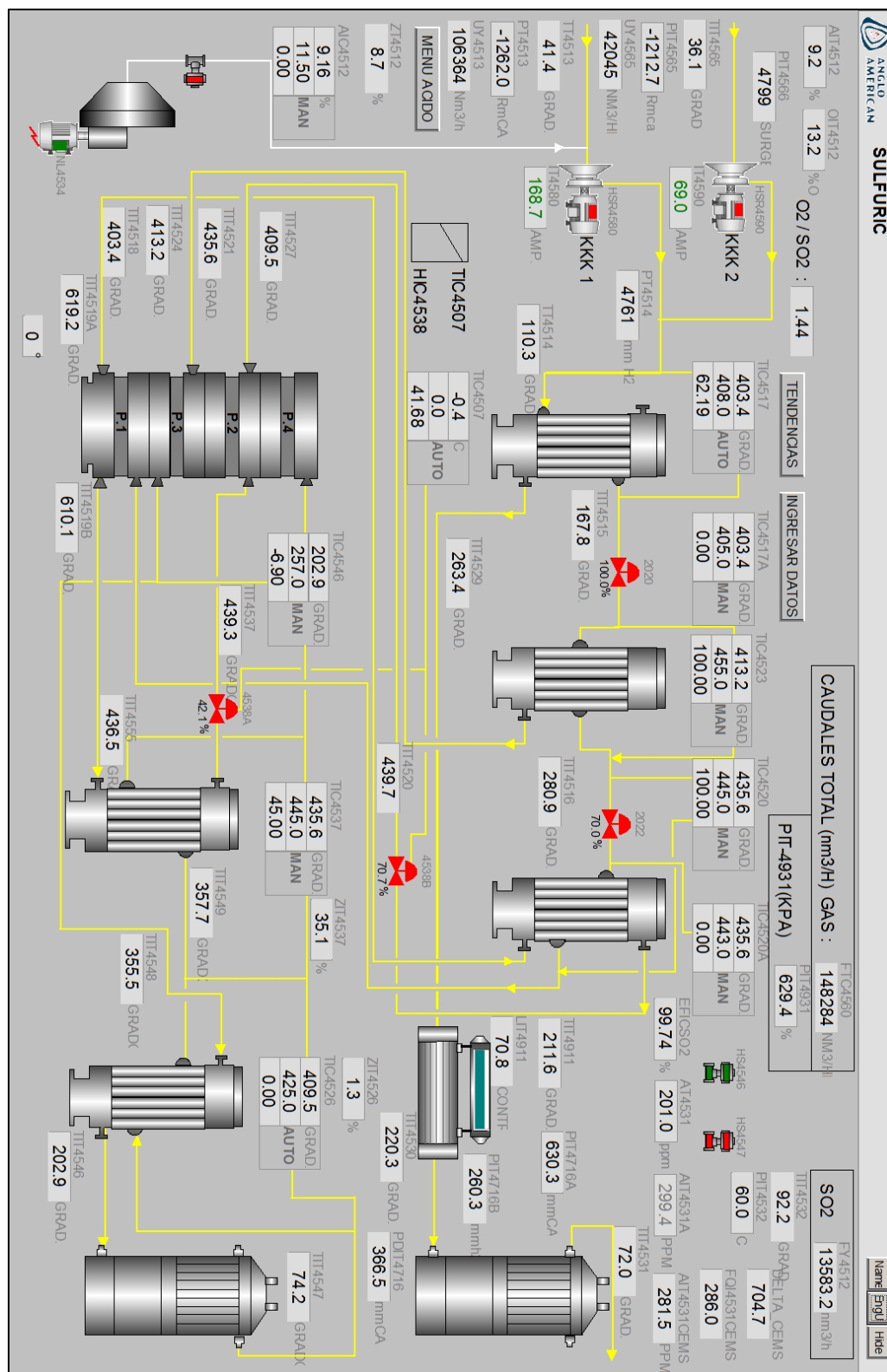


Figura 5-15: Esquema proceso de conversión de gas seco utilizado por operador consola, Planta de Ácido Sulfúrico.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En este trabajo se abarca la implementación del sistema APC para el reactor catalítico hasta la capa de control de MPC sin considerar la primera capa de optimización, detalladas en la ***Sección 4.2.2-Posición del MPC en la jerarquía de control.***

El trabajo realizado constó de 9 meses donde se participó de las distintas etapas de implementación culminando en la puesta en marcha y primeras sintonías del controlador.

Los agentes implicados en la elaboración del controlador se componen de tres ejes, la empresa Honeywell, propietaria de la tecnología RMPCT implementada, la división de soluciones en control de proceso de la empresa Anglo American, encargada de la administración del contrato llevado con Honeywell y el equipo de operaciones de la planta de ácido de la Operación Chagres, los clientes finales del sistema a implementar.

La planta de ácido consta principalmente de 3 sistemas a controlar, los cuales son la aspiración de la planta en conjunto con el manejo de las compuertas de los distintos CPS, el circuito de ácido de la planta y el tren de gases en el reactor catalítico. Dado a esto se plantó la confección de tres sistemas MPC, uno para cada zona de proceso.

De los tres sistemas se evaluó que el de menor dificultad en su implementación sería el reactor ya que para la realización de pruebas no existen mayores riesgos operacionales, ya que al trabajar en la sección de convertidores CPS se ve afectada la productividad del proceso de fundición, y al trabajar en el circuito de ácido se ven arriesgados parámetros ambientales.

Por lo anterior descrito el primer sistema a confeccionar corresponde al del reactor, lo cual funcionara como un entrenamiento previo para todas las partes implicadas en el proceso antes de atacar los demás MPC a implementar.

La idea final es alcanzar la última capa de control en la jerarquía presentada en la Figura 4-7, creando una plataforma que optimice, como objetivo global, reducir las emisiones de SO_2 , indicando objetivos específicos a los 3 sistemas MPC implementados

A continuación, se detallan los distintos pasos llevados a cabo durante la implementación, cuyos propósitos se encuentran detallados en ***4.3 -Pasos en la implementación de un APC.***

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

6.1 - Análisis preliminar de beneficios

La planta de ácido, como se ha mencionado en secciones anteriores, funciona como una planta de servicio para la fundición. Ésta debe tratar los gases metalúrgicos provenientes tanto del Horno Flash como de los CPS.

La composición de los gases enviados a tratamiento varía según la calidad de los concentrados tratados en la fundición. Pudiendo presentar distintas cargas de azufre hacia la planta de ácido para distintas tasas de fusión. En conjunto con lo anterior la capacidad de tratamiento de gases disminuye con la pérdida de eficiencia en el catalizador, por lo que al presentarse cargas elevadas de azufre y una pérdida de eficiencia en el proceso, se genera un cuello de botella para todo el proceso de la fundición.

La fundición entonces se ve en la obligación de restringir la tasa de fusión para dar solución a condiciones ambientales y de alta temperatura en los distintos lechos del reactor.

Restringir la tasa implica que la fundición no está trabajando al máximo de su capacidad perdiendo la oportunidad de producir una mayor cantidad de cobre fino.

La mayoría de las restricciones por condición ambiental no pueden ser solventadas, ya que, responden a atributos meteorológicos de velocidad y dirección del viento que no son controlables. En cambio, restricciones por temperatura responden muchas veces a deficiencias en el sistema de control, ya que, éste, ante cambios bruscos en las condiciones del proceso, sino está bien calibrado responde más lento que lo requerido, necesitando asistencia del operador para actuar en el rango esperado.

Por ejemplo, para una carga de SO_2 del 9% en la entrada del primer lecho del reactor la máxima conversión esperada es la entregada por el equilibrio químico de la reacción, tal como se revisó en la **Sección 5.1.3- Ruta de calentamiento**. Por tanto, para una temperatura de entrada de 409°C se produce una conversión del 75,6% del SO_2 presente en la corriente de entrada, provocando que a la salida del lecho la temperatura alcance un valor de equilibrio a los 610°C . Esto es presentado en la Figura 6-1, donde se aprecia la intercepción de la ruta de calentamiento con la curva de equilibrio.

La curva de equilibrio variará según las distintas concentraciones de SO_2 , O_2 y presión. Ante aumentos bruscos en la carga de SO_2 el equilibrio químico se desplazada en sentido contrario a la formación de SO_3 por lo que el porcentaje de conversión en el equilibrio disminuirá, pero al existir mayor cantidad neta de

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

SO₂ la energía liberada por la reacción será superior aumentando así la temperatura de equilibrio, tal como se presenta en la Figura 6-2, tras un aumento hasta el 12% de la carga de SO₂.

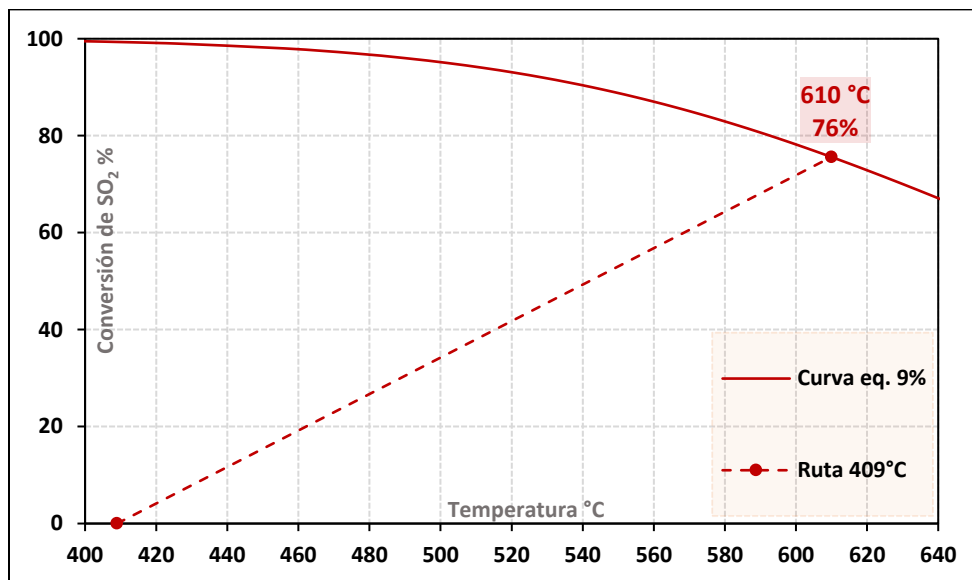


Figura 6-1: Ruta de calentamiento primer paso del reactor para 9% de SO₂ en la entrada.

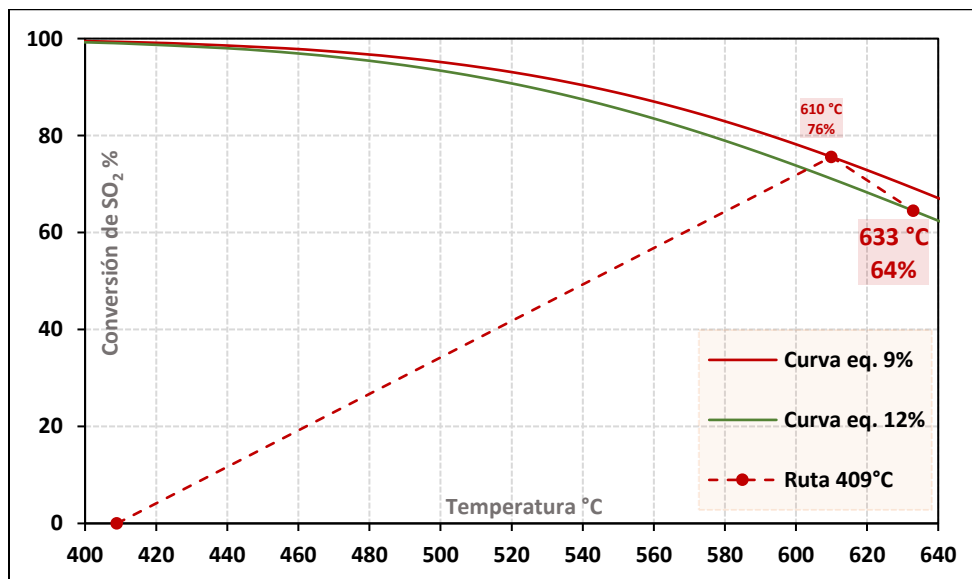


Figura 6-2: Movimiento de T° de salida del primer lecho para 12% de SO₂ en la entrada.

Como se vio en la **Sección 5.1.1-Oxidación catalizada de SO₂**, el catalizador presenta pérdida de eficiencia irreversible para temperaturas cercanas a los 600°C y a temperaturas mayores de 630°C, además los componentes estructurales del tren de gases comienzan a presentar problemas, por esto, se cuenta con

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

una alarma de temperatura a los 630°C. Si la temperatura no se logra controlar por debajo de la alarma, se debe restringir la tasa de fusión para disminuir la carga de SO₂ y de esta manera generar menos energía y bajar la temperatura. Como se aprecia en la figura anterior al subir la carga de azufre la temperatura alcanzó los 633°C, por lo que la operación se encuentra en estado de alarma. Los operadores están constantemente monitoreando la operación, por lo que al detectar que la carga de azufre comienza a subir toman como acción preventiva disminuir los valores de *set point* en la temperatura de entrada al paso 1. En el caso de este ejemplo el operador mueve el valor de *Set Point* desde 410°C a 400°C. El lazo de control actuara para controlar la temperatura de entrada permitiendo bajar la temperatura de salida como se aprecia en la Figura 6-3, donde el equilibrio para la nueva temperatura de entrada se alcanza a los 628,6°C, permitiendo salir del estado de alarma.

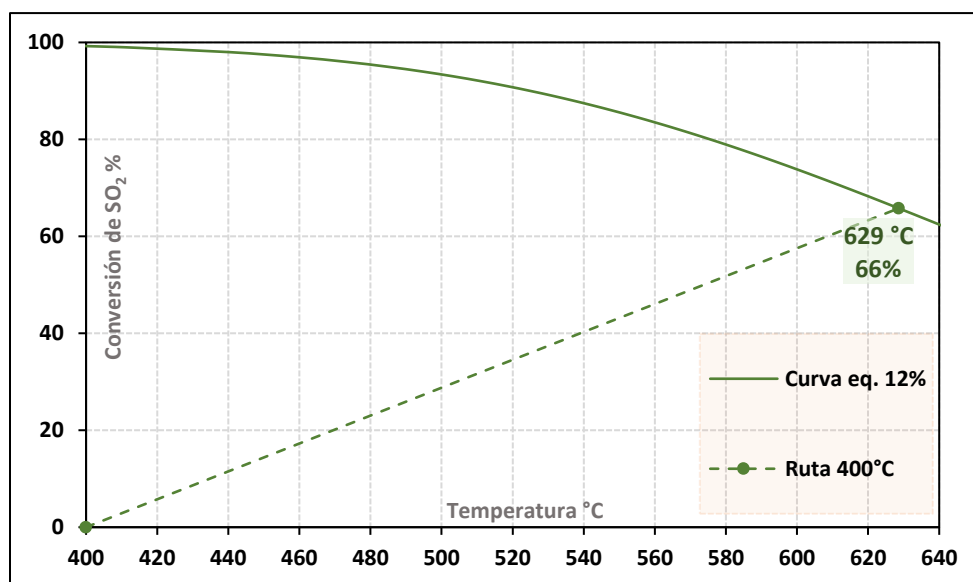


Figura 6-3: Modificación de T° de entrada para bajar la T° de salida.

Los lazos PID por si solos no pueden regular la situación antes descrita, ya que, solo buscan cumplir con el objetivo de temperatura impuesto por el operador, sin considerar la cantidad de SO₂ del proceso, por lo que si el operador no toma una acción de control regulatoria modificando el valor de *set point* la temperatura de salida del primer lecho sobrepasara el valor de alarma.

Toda la situación del ejemplo anterior, puede ser revisada en conjunto en la Figura 6-4.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

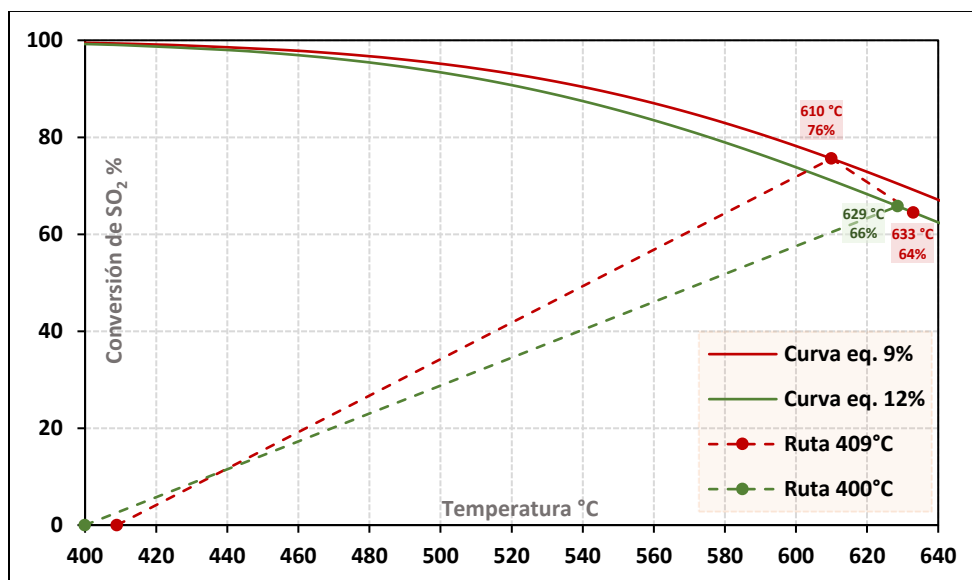


Figura 6-4: Cambio en la ruta de calentamiento.

El principal problema de necesitar intervención humana para controlar el proceso es que se pierde consistencia, ya que, cada operador tiene su propio criterio a la hora de aplicar medidas regulatorias, algunos operadores aplicaran medidas preventivas antes que otros, y algunos aplicaran correcciones de mayor tamaño, incluso el mismo operador cambiara su nivel de interacción con la planta dependiendo de su estado anímico.

Por otro lado, dado que el proceso se mantiene en constante cambio por la pérdida de eficiencia del catalizador o cambio en la calidad de los concentrados las mismas acciones de control no siempre serán suficientes para regular el proceso y dado estas toman tiempo en mostrar sus efectos, se tendrá un lapso entre cada acción tomada, demorando la vuelta del proceso a sus límites normales de funcionamiento.

Si la temperatura de salida del reactor demora en ser regulada, la inercia de temperatura dentro del reactor dificultara aún más controlar la temperatura.

En la Figura 6-5 se presentan la cantidad de eventos de restricción de tasa de fusión por temperatura alta en la salida del primer paso a lo largo de 3 años. Estos eventos tienen una duración promedio de 15 minutos. Dado a las restricciones acumuladas en el año se muestran las toneladas de cobre que no pudieron ser fundidas en esos intervalos de tiempo.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Los años 2020 y 2021 presentan una baja en la cantidad de eventos, lo que es debido a que el volumen de trabajo fue inferior a lo normal por condiciones globales. El año 2019 es el más representativo, ya que, la operación se encontraba trabajando en condiciones normales.

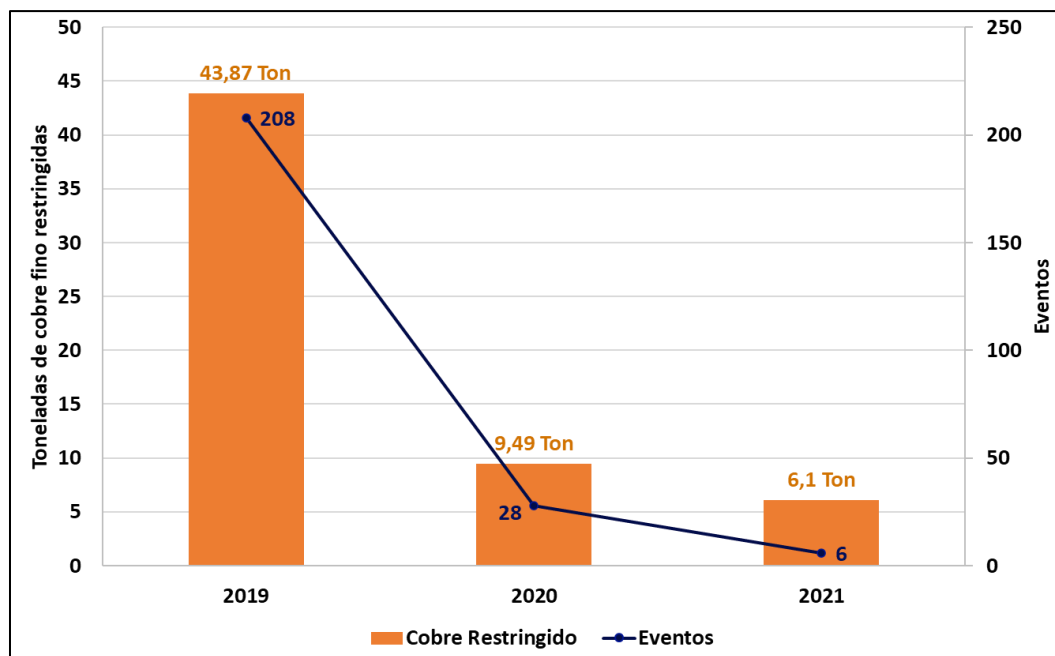


Figura 6-5: Toneladas de cobre fino restringidas por alta temperatura a la salida del primer paso del reactor.

Implementar un sistema APC permite entregar consistencia al control del proceso, ya que, el sistema actuara de igual manera para situaciones similares, y si cambian las condiciones del proceso por perdida de eficiencia en el catalizador o cambio en la calidad de los concentrados, el mismo controlador incorporará un factor de ajuste al modelo que permitirá que las acciones de control calculadas sean suficiente para regularizar el proceso. Si se presenta una desviación repentina importante del proceso y la acción tomada no es suficiente, el sistema puede evaluar cada 15 segundos la variación de la tendencia de la variable controlada para ejecutar una nueva acción correctiva.

El sistema, gracias a los modelos y a que consta de pre – alimentado desde las perturbaciones, puede estimar la condición futura del proceso, por lo que las acciones de control pasan a ser preventivas en vez de correctivas. El APC, al detectar un cambio en la tendencia de sus variables controladas y calcular que en un futuro la variable se saldrá de los límites de control, comienza a tomar acciones preventivas suaves, disminuyendo así el tiempo de demora para regular el proceso que existe en una acción correctiva.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En la Figura 6-6 se tiene el cambio en la temperatura de entrada al paso 1 (TIT4518.PV) para un turno de 8 horas de operación. Cada vez que se ejecuta un cambio en el valor de set point del controlador (TIC4517.SP) el sistema se sobrepasa del valor requerido antes de lograr regularlo, situación que puede tomar alrededor de 40 minutos.

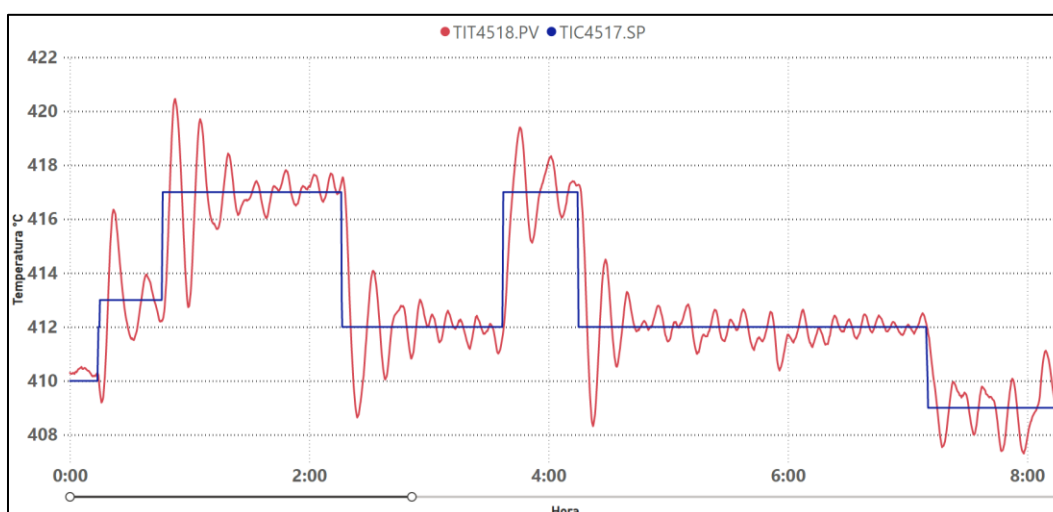


Figura 6-6: Temperatura de entrada al paso 1 en turno de operación.

La situación de control del primer paso se atribuye a una mala sintonía del controlador al detectar una desviación importante. El sistema APC pasa por alto esta sintonía ya que el modelo solo requiere el efecto provocado por la válvula de control sobre la temperatura controlada, escribiendo directamente el valor de apertura solicitado en la válvula. De esta manera se logra un control más suave al cambiar el punto de operación.

Por otro lado, la eficiencia de la planta de ácido responde, como ya se ha visto, al equilibrio, donde a menores temperaturas de entrada cuando el catalizador se encuentra completamente activado se alcanzan mayores porcentajes de conversión. En el segundo paso para cumplir con las condiciones antes mencionadas requiere que se trabaje en el rango de temperaturas entre 440 – 445°C.

Por lo general, por la interacción existente entre el control del segundo paso y la temperatura del primero, los operadores trabajan en manual el lazo TIC4520. Este lazo al trabajar en automático, como se revisó en la **Sección 5.2.3-B) Paso 2**, para disminuir la temperatura del segundo lecho aumenta la temperatura del primer paso y, como se revisó anteriormente, su controlador provoca una oscilación importante antes de volver a regular la temperatura en torno al valor de *set point* requerido.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En la Figura 6-7 se presenta la temperatura de entrada del segundo paso (TIT4521.PV) en conjunto con los valores de *Set point* para los lazos de control TIC4537 y TIC4520.

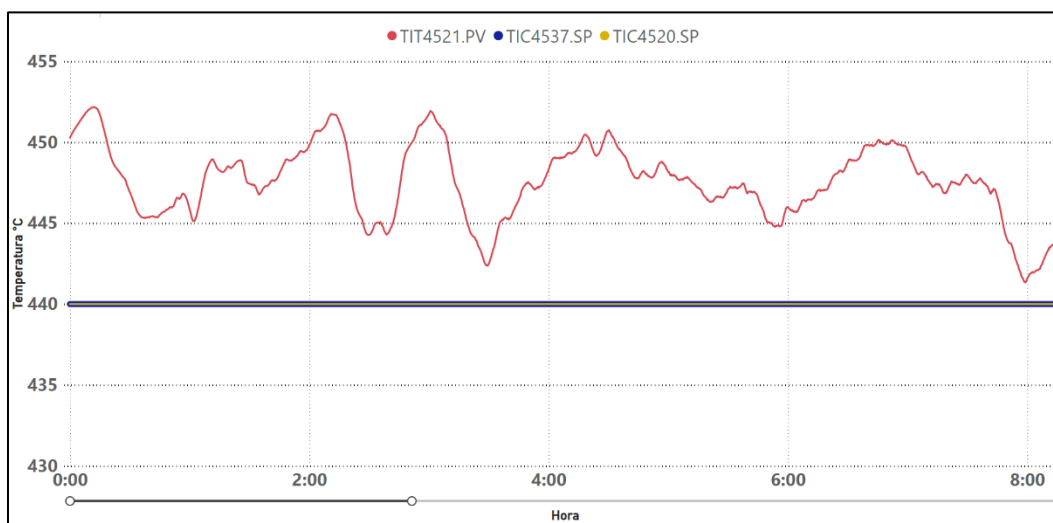


Figura 6-7: Temperatura de entrada al paso 2 en turno de operación.

La temperatura del segundo paso en todo el turno de operación no alcanza el valor de *set point* configurado, esto fue debido a que la apertura de la válvula TY-4520 estaba configurada en manual y al 100% (ver Figura 6-8). El lazo de control TIC4537 ordena entonces mantener su válvula cerrada e intenta controlar la temperatura, acción que es insuficiente como se apreció en la Figura 6-7.

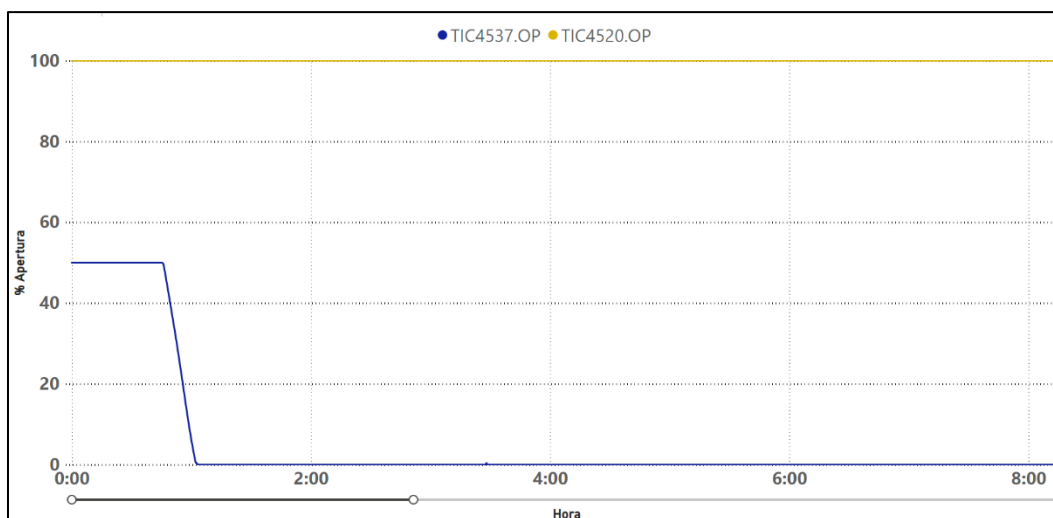


Figura 6-8: Válvulas control paso 2 en turno de operación.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Para mejorar las acciones de control se requiere que los puntos operacionales se modifiquen suavemente para así disminuir la interacción de los distintos lazos de control. En las siguientes figuras se presenta la variabilidad presentada para la temperatura de entrada del paso 4 (TIT4527.PV) y la diferencia de temperatura de entradas al paso 2.

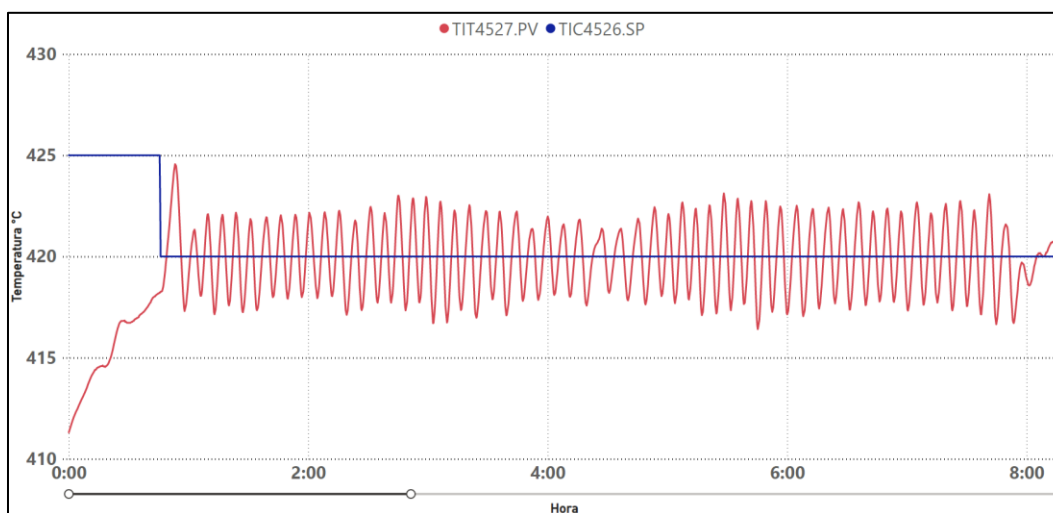


Figura 6-9: Temperatura de entrada al paso 4 en turno de operación.

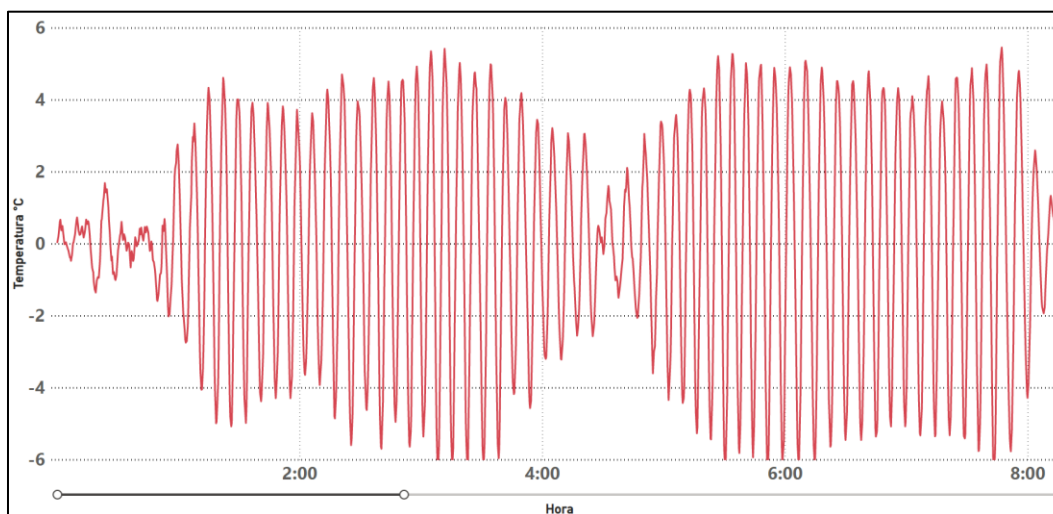


Figura 6-10: Diferencia de temperatura entrada paso 2 en turno de operación.

Como se aprecia en las dos figuras anteriores las variables presentan un control deficiente debido a la oscilación en torno al valor de *set point*. El APC al ser una herramienta estabilizante puede mejorar esta situación ya que siempre ejercerá el mínimo de acciones necesarias para regular y optimizar el proceso.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En resumen, implementar el APC permitirá, gracias a su control preventivo, reducir el tiempo de operación con la tasa de fusión restringida, también ayudará a aumentar la eficiencia del proceso debido a que podrá manipular las diversas válvulas de control que hoy en día por la elevada interacción del proceso y velocidad de respuesta de los lazos de control no presentan acciones de control como las del segundo paso del reactor. Por último, permitirá disminuir la variabilidad de los distintos lazos de control permitiendo realizar optimizaciones a los puntos operacionales del reactor.

6.2 - Diseño funcional del controlador

En la sección de gases de la zona de contacto se cuenta con múltiples variables como se aprecia en la Tabla 5 1. Las variables que más influyen en el proceso de conversión del reactor son las temperaturas, dado a que como se presentó en la sección **5.1.1-Oxidación catalizada de SO₂**, para que la reacción se lleve a cabo se requiere que el catalizador se encuentre activado, lo cual sucede entre un rango de temperaturas. La lógica de control actual opera actuando sobre las temperaturas de entrada del reactor como se detalló en la sección **5.2.3-Lógica y lazos de control del reactor catalítico**. La nueva estrategia de control planteada en el APC será mantener en rango las temperaturas de entrada a cada uno de los pasos del reactor, monitoreando la carga de SO₂, así como las distintas temperaturas de salida.

En vista de lo anteriormente señalado, se procede a dividir las variables implicadas en: 5 variables controladas (CVs), 7 variables manipuladas (MVs) y 6 variables de perturbación (DVs).

En la Tabla 6-1 se presentan las variables controladas definidas.

Tabla 6-1: Variables Controladas, APC.

TAG	Paso Asociado
TIT4518.PV	1
TIT4521.PV	2
TIC4507.PV	2
TIT4524.PV	3
TIT4527.PV	4

Los lazos de control asociados al TIC4517A y TIC4520A son excluidos del APC en esta primera etapa, dado que pueden afectar diversos equipos como sopladores o caldera, pero serán incorporados en etapas posteriores de mejora al controlador. En Tabla 6-2 se presentan las variables manipuladas definidas.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tabla 6-2: Variables Manipuladas, APC.

TAG	Paso Asociado
TIC4517.OP	1
TIC4520.OP	2
TIC4537.OP	2
ZIT4538A.PV	2
ZIT4538B.PV	2
TIC4523.OP	3
TIC4526.OP	4

Para las variables de perturbación, se toma en cuenta las salidas de cada uno de los pasos dado que cada salida afecta en la entrada del paso siguiente. Además, se considera las aperturas de las válvulas que influyen en la desviación de corrientes y por último la cantidad de SO₂ presente en la corriente de gases que ingresan al reactor. En la Tabla 6-3 se presentan las DVs definidas.

Tabla 6-3: Variables de Perturbación, APC.

TAG	Paso Asociado
HIC2020.PV	1
TIT4519A.PV	2
TIT4522.PV	3
HIC2022.PV	3
TIT4525.PV	4
FY4512.PV	1, 2, 3, 4

A forma de resumen se presenta la Tabla 6-4 con la clasificación de variables para cada uno de los pasos.

Para la descripción de los TAGs mencionados revisar la Tabla 5-1.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tabla 6-4: Clasificación de variables por paso, APC.

Control de Temperatura	TAG	Tipo de Variable
PASO 1	TIT4518.PV	CV
	TIC4517.OP	MV
	FY4512.PV	DV
	HIC2020.PV	DV
PASO 2	TIT4521.PV	CV
	TIC4507.PV	CV
	TIC4520.OP	MV
	TIC4537.OP	MV
	ZIT4538A.PV	MV
	ZIT4538B.PV	MV
	FY4512.PV	DV
	TIT4519A.PV	DV
PASO 3	TIT4524.PV	CV
	TIC4523.OP	MV
	TIT4522.OP	DV
	FY4512.PV	DV
	HIC2022.PV	DV
PASO 4	TIT4527.PV	CV
	TIC4526.OP	MV
	FY4512.PV	DV
	TIT4525.PV	DV

Una vez definidas las variables del controlador es interesante conocer como las MVs y DVs afectan a las CVs. Por esto se realiza una matriz que recopile la interacción entre las variables, ya sea directa o inversamente proporcional. La Matriz para MVs y DVs es presentada en la Tabla 6-5 y en la Tabla 6-6.

Para la confección de la matriz se evaluó las interacciones desde un punto de vista causa-efecto, el cual ya fue abordado en la sección **5.2.3-Lógica y lazos de control del reactor catalítico**.



CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tabla 6-5: Matriz de Expectativas MVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa

TAG	MV ₁ TIC4517.OP	MV ₂ TIC4537.OP	MV ₃ TIC4520.OP	MV ₄ ZIT4538A.OP	MV ₅ ZIT4538B.OP	MV ₆ TIC4523.OP	MV ₇ TIC4526.OP
CV ₁ TIT4518.PV	-						
CV ₂ TIT4521.PV		+	+				
CV ₃ TIC4507.PV		+	-	+	-		
CV ₄ TIT4524.PV						+	
CV ₅ TIT4527.PV							-

Tabla 6-6: Matriz de Expectativas DVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa

TAG	DV ₁ TIT4519A.PV	DV ₂ TIT4522.PV	DV ₃ TIT4525.PV	DV ₄ HIC2020.PV	DV ₅ HIC2022.PV	DV ₆ FY4512.PV
CV ₁ TIT4518.PV				+		+
CV ₂ TIT4521.PV	+					+
CV ₃ TIC4507.PV						+
CV ₄ TIT4524.PV		+			-	+
CV ₅ TIT4527.PV			+			+

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En la matriz se clasifica como relación directa cuando la CV aumenta su valor frente a un aumento, ya sea, de la MV o DV evaluada, la cual a modo de ejemplo puede ser una apertura de válvula. En cambio, se considerará una relación inversa si la CV disminuye su valor frente a un aumento de la MV o DV evaluada.

La matriz considera los lazos de control más importantes y las principales interacciones en el proceso, por lo que las celdas en blanco se asumen con interacción despreciable frente a las demás.

Esta matriz es un primer acercamiento a la relación entre las variables, dado que con la identificación posterior de modelos se podrá validar las interacciones. En caso de presentar incoherencias se vuelve a analizar las interacciones desde el punto de vista fenomenológico para descartar un error en la identificación del modelo.

6.3 - Identificación de problemas

Antes de comenzar con el trabajo más exhaustivo en planta mediante la realización de pruebas o el trabajo de ingeniería para identificación de los modelos que confeccionaran el controlador, se requirió conocer cuáles son las variables que necesitan una mayor concentración de esfuerzos en la etapa de pruebas para la correcta identificación de su modelo de control.

La calidad de los modelos encontrados depende principalmente de los datos que se utilizan, por esto, los datos deben representar de la mejor manera posible el proceso, con la menor cantidad de ruido y la mayor historización posible.

Por otra parte, se necesita conocer los tiempos de cambio de las distintas variables controladas del proceso frente a los cambios de las variables manipuladas, vale decir, sus tiempos dinámicos característicos. Para así realizar una correcta planificación de los tiempos y porcentajes de apertura a realizar en las pruebas.

Para determinar la incidencia de los problemas antes mencionados se ejecutan dos tareas, la generación de modelos semillas y la prueba escalón preliminar.

6.3.1- Generación de modelos semillas

A modo de reducir el tiempo de pruebas que significan una alteración al proceso de la planta, se realiza con los datos históricos del proceso una primera identificación de modelos.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Estos modelos se denominarán modelos semilla, ya que, permiten la confección de la plataforma de identificación, la generación de los primeros modelos que relacionan las variables y entregan una aproximación a los tiempos de asentamiento de los distintos pares de variables.

Los datos utilizados en la identificación son obtenidos como se presenta en el **Anexo 10.3 -Extracción de datos de proceso**, y el procedimiento de identificación de modelos en el **Anexo 10.4 -Identificación de modelos en APCEs**.

A los modelos encontrados se le asigna un ranking según su calidad, si el modelo pertenece a la categoría 5 será un modelo no válido para control, la categoría 4 permite utilizarse para control pero solo acertará en la dirección del cambio, por lo que no es un buen modelo y no es recomendado, la categoría 3 ya es apta para control y predice bien la tendencia para algunas condiciones, la categoría 2 es un modelo que responderá bien la mayoría de las ocasiones y la categoría 1 es un modelo que responderá correctamente en la mayoría de los casos, presentándose pequeñas excepciones.

En esta etapa se obtiene la matriz de modelos presentada en el **Anexo 10.6 -Modelos preliminares**.

En la Tabla 6-7 se presentan los rankings de los modelos encontrados para el conjunto CV-MV y en la Tabla 6-8 para el conjunto CV-DV.

En los modelos de ranking 5 es donde se deben enfocar los mayores esfuerzos en la etapa de pruebas para obtener modelos válidos para control.

La calidad deficiente de los modelos se atribuye a la alta interacción existente entre los lazos de control, provocando el acoplamiento de efectos entre las distintas válvulas de control y a la baja historización en las variables, teniendo algunas con parámetros de compresión que en un horizonte de 30 minutos solo almacenan 2 valores, dejando una interpolación lineal para todos los valores intermedios.

Estos problemas pueden ser corregidos en la etapa de pruebas trabajando en manual los lazos de control para disminuir su interacción y eliminar los parámetros de compresión en el almacenamiento de las variables durante el periodo de pruebas.

Por último, visualizando los modelos encontrados se valida la matriz de expectativas realizada, confirmando las relaciones de las distintas interacciones de los lazos de control cerrando así el diseño funcional del controlador.



CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tabla 6-7: Ranking modelos MVs.

TAG	MV ₁ TIC4517.OP	MV ₂ TIC4537.OP	MV ₃ TIC4520.OP	MV ₄ ZIT4538A.OP	MV ₅ ZIT4538B.OP	MV ₆ TIC4523.OP	MV ₇ TIC4526.OP
CV ₁ TIT4518.PV	1						
CV ₂ TIT4521.PV		5	5				
CV ₃ TIC4507.PV		5	5	5	5		
CV ₄ TIT4524.PV						5	
CV ₅ TIT4527.PV							1

Tabla 6-8: Ranking modelos DVs.

TAG	DV ₁ TIT4519A.PV	DV ₂ TIT4522.PV	DV ₃ TIT4525.PV	DV ₄ HIC2020.PV	DV ₅ HIC2022.PV	DV ₆ FY4512.PV
CV ₁ TIT4518.PV						2
CV ₂ TIT4521.PV	2			5		2
CV ₃ TIC4507.PV						5
CV ₄ TIT4524.PV		2			5	2
CV ₅ TIT4527.PV			1			1

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

6.3.2- Prueba escalón preliminar

Los modelos semilla encontrados entregan el tiempo de asentamiento de los pares de variables, con este tiempo se programan pruebas preliminares en planta para evaluar si el tiempo de respuesta se encuentra correcto.

Además, se prueba que se puede operar sin problemas los distintos lazos de control en manual y se evalúan los riesgos y condiciones para poder trabajar en esa condición.

Tras evaluar los tiempos de respuesta, las interacciones entre variables y las distintas condiciones de riesgo en el proceso se planifican las pruebas escalón a realizar en planta.

Cuya estrategia es descrita en la siguiente sección.

6.4 - Pruebas escalón

Como se mencionó en la sección **5.2.3- Lógica y lazos de control del reactor catalítico**, la temperatura del reactor es acondicionada en los distintos intercambiadores de calor de la zona. Logrando el control de temperatura mediante el desvío de la corriente que ingresa a la coraza de los intercambiadores, por esto el control de los pasos 2 y 3, afecta indirectamente la temperatura de los pasos 1 y 4, mientras que los lazos de estos últimos influyen en las temperaturas de los pasos 2 y 3.

A modo de ejemplo se presenta la Figura 6-11, donde se tiene la temperatura del paso 3 del reactor representada por la TIT4524.PV. Ante una apertura (aumento) de la válvula TV-4523 representada por la variable TIC4523.OP, se espera que la temperatura aumente su valor, lo cual sucede en (a), pero la respuesta muestra resistencias, las cuales son explicadas por las acciones de control de la válvula TV-4517, representadas por la TIC4517.OP en (b), esta válvula busca reducir los efectos detectados en el paso 1 tras el control del paso 3, provocando una resistencia al cambio de la temperatura.

Para lograr aislar los efectos de los distintos lazos de control, se necesita ejecutar pruebas con la mayor cantidad de lazos de control operando en manual, de esta manera, al realizar un movimiento en la apertura de alguna de las válvulas, éste refleja el efecto ocasionado en su variable controlada sin la intervención de ningún otro lazo.

Para no comprometer la operación, se mantienen en automático durante las pruebas solo los lazos que pueden presentar una interacción menor con la variable controlada que se desea medir.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

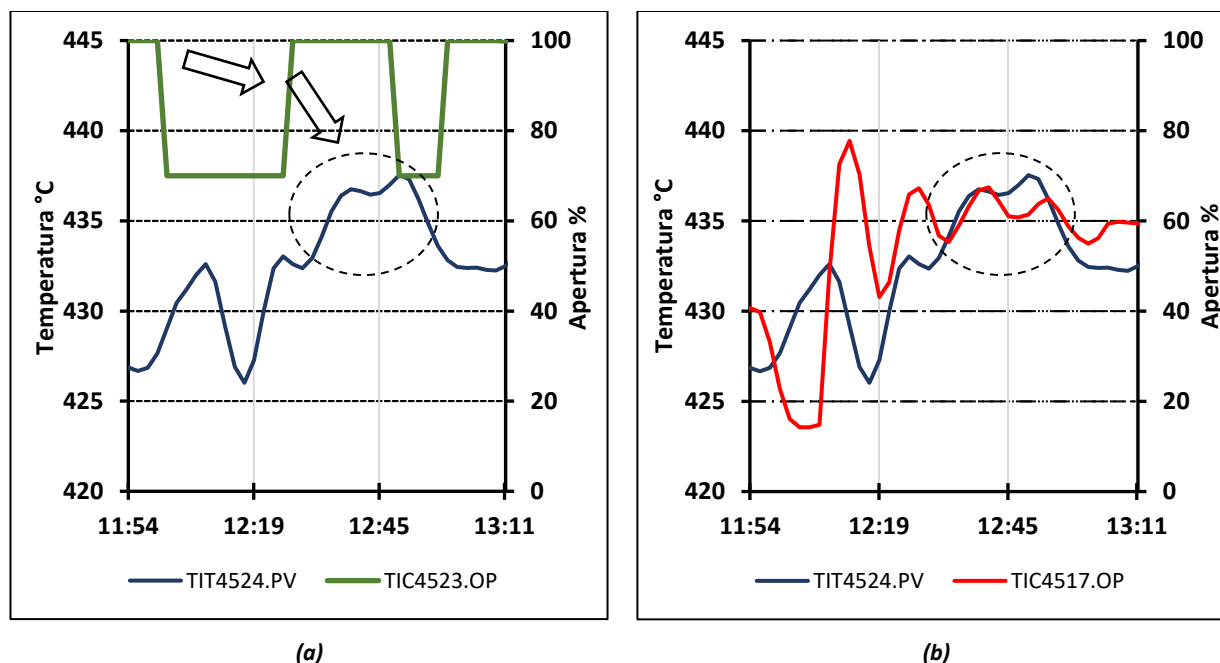


Figura 6-11: Efecto combinado sobre la temperatura del paso 3 (TIT4524.PV) por TV-4523 (a) y por TV-4517 (b).

El flujo de SO_2 que entra a la planta es la única variable no controlable, por lo que se programan las pruebas para cuando esta variable se mantiene con menor variabilidad, lo cual se puede conocer dependiendo del tipo de soplado realizado en los convertidores Pierce Smith, ya sea cobre o hierro, permitiendo mediciones estables por intervalos de 30 a 60 minutos.

Como límites en las pruebas para asegurar la continuidad operacional se tiene que el SO_2 ingresado a la planta debe estar entre los 8.000 y 16.000 Nm^3/h , rango en el que la planta es autógena y los lazos de control no se encuentran saturados. Por otro lado, la temperatura de los distintos pasos debe encontrarse entre 380°C y 625°C , para no desactivar el catalizador ni accionar la alarma por alta temperatura.

Por otra parte, se aumentan los datos almacenados en 2 minutos para las variables a estudiar en los servidores conectados al *PI System*, con el objetivo de mejorar la interpolación realizada al extraer los datos, permitiendo representar de mejor forma las respuestas de las variables.

Como se mencionó en la sección anterior, los modelos más relevantes a identificar en esta etapa de pruebas son los de ranking 5, cuya mayoría corresponden al segundo lecho del reactor.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

También se tiene una especial atención a la temperatura del paso 1, dado que esta variable es la más influyente e importante en el control del reactor, así que pese a tener un modelo de orden 1 para su lazo de control se busca generar más datos para mejorarlo y obtener así mejores predicciones.

Por último, en la temperatura del tercer paso se detectó mediante las pruebas que la influencia del lazo de control TIC4523 no es apreciable, por lo que se programan pruebas en distintos días para evaluar distintas condiciones. Llegando a la conclusión de que no es relevante para caudales de SO₂ menores a 15.000 Nm³/h, utilizándose principalmente para enfriar el lecho del reactor ante caudales elevados.

La identificación de modelos finales se realizó en paralelo a las pruebas, de esta manera se determina si se necesita generar más datos para una determinada interacción finalizando las pruebas en una variable cuando se logra identificar un modelo apto para control.

Los modelos encontrados son presentados en la siguiente sección.

Las pruebas se realizaron en 7 días manteniendo el cuidado de las condiciones antes mencionadas, obteniéndose el calendario de pruebas presentado en la siguiente tabla:

Tabla 6-9: Calendario de pruebas y tiempo de ejecución.

Fecha	Lazo	Tiempo [min]
07-07-2021	TIC4517.OP	85
	TIC4537.OP	200
08-07-2021	TIC4523.OP	80
	TIC4526.OP	50
15-07-2021	TIC4520.OP	110
	HIC2022.PV	30
19-07-2021	TIC4507.OP	60
	TIC4520.OP	75
	HIC2022.PV	30
	TIC4523.PV	240
	TIC4537.OP	80

Continuación en la siguiente página...

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Fecha	Lazo	Tiempo [min]
20-07-2021	TIC4507.OP	75
	TIC4517.OP	45
	TIC4523.OP	20
	TIC4526.OP	20
22-07-2021	TIC4523.OP	60
26-07-2021	TIC4517.OP	20
	HIC2020.PV	20
	TIC4523.OP	120

Los datos de interacciones entre variables obtenidos son extraídos como el **Anexo 10.3 -Extracción de datos de proceso** e incorporados al programa de identificación mediante la opción “merge” de la Figura 10-17 del **Anexo 10.4 -Identificación de modelos en APCES**.

Los datos al incorporarlos deben ser añadidos en archivos individuales de 1 día de extensión ya que los datos en esta oportunidad no son continuos, sino que discretos para un intervalo entre las 8:00 A.M. y las 16:00 P.M.

Los datos recolectados son presentados en el **Anexo 10.7 -Datos generados en pruebas escalón**.

6.5 - Identificación de modelos

Con la información recopilada en las pruebas escalón, se realiza nuevamente la identificación de modelos repitiendo el procedimiento explicado en el **Anexo 10.4 -Identificación de modelos en APCES**, obteniéndose los modelos representados por las funciones de transferencia en minutos de la Tabla 6-10.

Tabla 6-10: Modelos de identificación final

Salida	Entrada	Función de Transferencia	Unidad	Ranking
CV1 TIT4518.PV	MV ₁ – TIC4517.OP	$-0,139 \cdot \frac{1}{6,23S^2 + 7,64S + 1}$	°C /%	1
	DV ₄ – HIC2020.PV	$-0,587 \cdot \frac{1}{66,4S + 1}$	°C /%	3
	DV ₆ – FY4512.PV	$-0,000923 \cdot \frac{e^{-20S}}{26,6S^2 + 11,82S + 1}$	°C h/Nm ³	3

Continuación en la siguiente página...



CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Salida	Entrada	Función de Transferencia	Unidad	Ranking
CV₂ TIT4521.PV	MV ₂ – TIC4537.OP	$0,1715 \cdot \frac{1}{7,187S + 1}$	°C / %	2
	MV ₃ – TIC4520.OP	$0,826 \cdot \frac{1}{33,1S^2 + 12,6S + 1}$	°C / %	3
	DV ₁ – TIT4518.PV	$0,347 \cdot \frac{-9,47S + 1}{70,5S^2 + 16,8S + 1}$	°C / °C	2
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,00118 \cdot \frac{1}{16,8S + 1}$	°C h / Nm ³	3
CV₃ TIC4707.PV	MV ₂ – TIC4537.OP	$0,963 \cdot \frac{1}{11,2S + 1}$	°C / %	3 ⁺
	MV ₃ – TIC4520.OP	$-1,03 \cdot \frac{1}{5,63S^2 + 10,6S + 1}$	°C / %	3
	MV ₄ – ZIT4538A.PV	$1,51 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C / %	2
	MV ₅ – ZIT4538B.PV	$-1,51 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C / %	2
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,000277 \cdot \frac{1}{20,2S + 1}$	°C h / Nm ³	2
CV₄ TIT4524.PV	MV ₆ – TIC4523.OP	$0,207 \cdot \frac{1}{6,68S + 1}$	°C / %	3
	DV ₂ – TIT4522.PV	$0,697 \cdot \frac{1}{58,5S^2 + 15,3S + 1}$	°C / °C	1
	DV ₅ – HIC2022.PV	$-0,85 \cdot \frac{e^{-4S}}{68,8S^2 + 17,4S + 1}$	°C / %	3
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,00463 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C h / Nm ³	2
CV₅ TIT4527.PV	MV ₇ – TIC4526.OP	$-1,01 \cdot \frac{1}{6,5S + 1}$	°C / %	3 ⁺
	DV ₃ – TIT4525.PV	$0,337 \cdot \frac{1}{19,47S + 1}$	°C / °C	3
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,003 \cdot \frac{1}{192S^2 + 30S + 1}$	°C h / Nm ³	1

Los modelos encontrados son simplificados en términos de decimales y aproximados a funciones de transferencia de orden 1, para así disminuir la carga de procesamiento al solucionar la matriz por parte del sistema. Como se revisó en la **Sección 4.4.2-Control por rangos** el sistema podrá solucionar el problema de control siempre y cuando la matriz del modelo se encuentre correctamente condicionada, reducir el orden de los polinomios del numerador y denominador de los sub modelos permite reducir los ceros y

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

polos de la función de transferencia, eliminando así puntos donde la solución es indeterminada. El procedimiento realizado para realizar la aproximación es mostrado en el **Anexo 10.8 -Simplificación de modelos**.

El *ModelID* con todas las entradas y salidas puede ser revisado en el **Anexo 10.9 -Matriz de modelos finales**

A continuación, se presentan los modelos simplificados y su error con respecto al modelo anterior asociado, el ranking es el mismo al presentado en la Tabla 6-10.

Tabla 6-11: Modelos de identificación final simplificados.

Salida	Entrada	Función de Transferencia	Unidad	Error [%]
CV₁TIT4518.PV	MV ₁ – TIC4517.OP	$-0,14 \cdot \frac{1}{7,64S + 1}$	°C/%	0,36
	DV ₄ – HIC2020.PV	$-0,587 \cdot \frac{1}{66,4S + 1}$	°C/%	0
	DV ₆ – FY4512.PV	$-0,0009 \cdot \frac{1}{11,8S + 1}$	°C h/Nm ³	0,04
CV₂ TIT4521.PV	MV ₂ – TIC4537.OP	$0,172 \cdot \frac{1}{7,19S + 1}$	°C/%	1,6
	MV ₃ – TIC4520.OP	$0,826 \cdot \frac{1}{12,6S + 1}$	°C/%	4,5
	DV ₁ – TIT4518.PV	$0,35 \cdot \frac{1}{17S + 1}$	°C/°C	4,6
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,00118 \cdot \frac{1}{17S + 1}$	°C h/Nm ³	0,002
CV₃ TIC4707.PV	MV ₂ – TIC4537.OP	$0,963 \cdot \frac{1}{11,2S + 1}$	°C/%	0
	MV ₃ – TIC4520.OP	$-1,03 \cdot \frac{1}{10,6S + 1}$	°C/%	1,2
	MV ₄ – ZIT4538A.PV	$1,51 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C/%	0
	MV ₅ – ZIT4538B.PV	$-1,51 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C/%	0
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,0003 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C h/Nm ³	0,002

Continuación en la siguiente página...

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Salida	Entrada	Función de Transferencia	Unidad	Error [%]
CV ₄ TIT4524.PV	MV ₆ – TIC4523.OP	$0.207 \cdot \frac{1}{6,68S + 1}$	°C/%	0
	DV ₂ – TIT4522.PV	$0,7 \cdot \frac{1}{15S + 1}$	°C/°C	4,8
	DV ₅ – HIC2022.PV	$-0,85 \cdot \frac{1}{17,4S + 1}$	°C/%	9,1
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,00463 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C h/Nm ³	0
CV ₅ TIT4527.PV	MV ₇ – TIC4526.OP	$-1,01 \cdot \frac{1}{6,5S + 1}$	°C/%	0
	DV ₃ – TIT4525.PV	$0,337 \cdot \frac{1}{20S + 1}$	°C/°C	0,23
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,003 \cdot \frac{1}{30S + 1}$	°C h/Nm ³	0,2

El mayor error de aproximación se obtiene en el modelo CV₄–DV₅ con un error cercano al 9%, esta variable presenta una baja incidencia en el proceso dado que su umbral de movimiento es de 10% y se manipula cada una cierta cantidad de horas pudiendo estar turnos completos sin ser modificada. Por lo que se considera aceptable el error para esta variable, por sobre los problemas que podría ocasionar incorporar un polo más de indeterminación a la matriz de control provocando que aumenten las instancias de no acondicionamiento.

6.6 - Puesta en marcha del controlador

6.6.1- Implementaciones previas al encendido

Tras la identificación de modelos, se debe levantar la plataforma de control. Los pasos necesarios para confeccionar la plataforma son explicados en el **Anexo 10.10 -Construcción de plataforma de control.**

Una vez construida la plataforma de control es necesario llevarla a sitio y realizar las modificaciones necesarias para conectar el sistema APC con el DCS de la planta.

Para alojar los sistema APC se utiliza la infraestructura VxRail de la empresa Dell Technologies, donde es instalado el conjunto de soluciones *Honeywell Forge APC Release 510®*.

Imágenes del VxRail implementado pueden ser exploradas en el **Anexo 10.11 -VxRail implementado.**

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Anglo American cuenta con un set de herramientas para el control de procesos llamado APET (Anglo Process Expert Toolkit), este sistema funciona como intermediario para la conexión de diversas herramientas al sistema DCS de las distintas operaciones, por lo que el APC es conectado al APET y éste, a su vez, es el encargado de leer y escribir en el DCS, tal y como se presenta en la Figura 6-12.

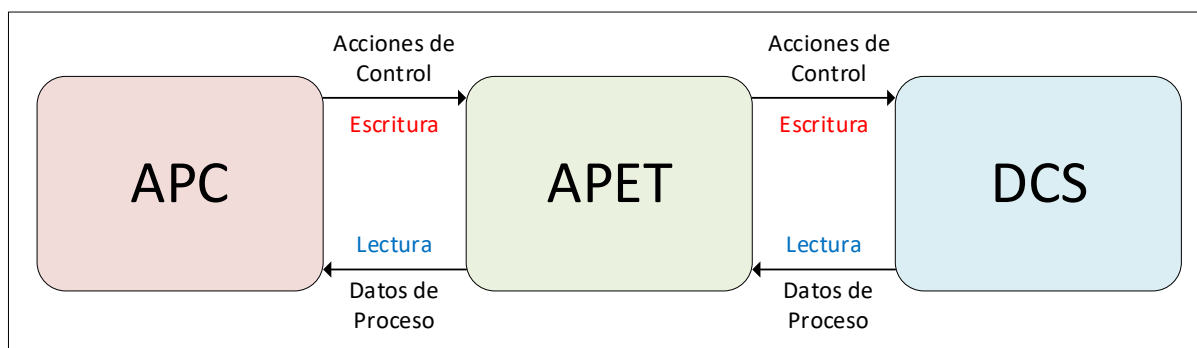


Figura 6-12: Comunicación entre APC y DCS.

El sistema APET permite además el procesamiento de información de las distintas herramientas de control conectadas a él, por tanto, permitirá evaluar en etapas futuras el rendimiento del APC, registrando su tiempo efectivo de encendido y comparando situaciones similares de control sin y con APC.

En el **Anexo 10.12 - Workspace Reactor APET** se presenta el espacio de trabajo para la sección del reactor en APET.

Los bloques de control del sistema DCS deben ser modificados para que permitan la lectura y escritura en los respectivos lazos de control por parte del APET.

En la Figura 6-13 se presenta a modo de ejemplo la modificación del lazo TIC4520, donde se añade un bloque que escriba directamente en la OP del lazo. Por otra parte, en la Figura 6-14, es añadido por seguridad un conjunto de bloques que permiten identificar una falla en el lazo de control accionando una alarma y activando un interlock que deshabilite el sistema o no lo deje iniciar.

Esta configuración es repetida en los distintos lazos de control a intervenir. Además, se crea un bloque de control que albergue el selector de la aplicación del APC, de esta manera cuando el selector este activo el sistema APET escribirá sobre los lazos de control y cuando este desactivado el lazo PID continuará con su funcionamiento normal.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

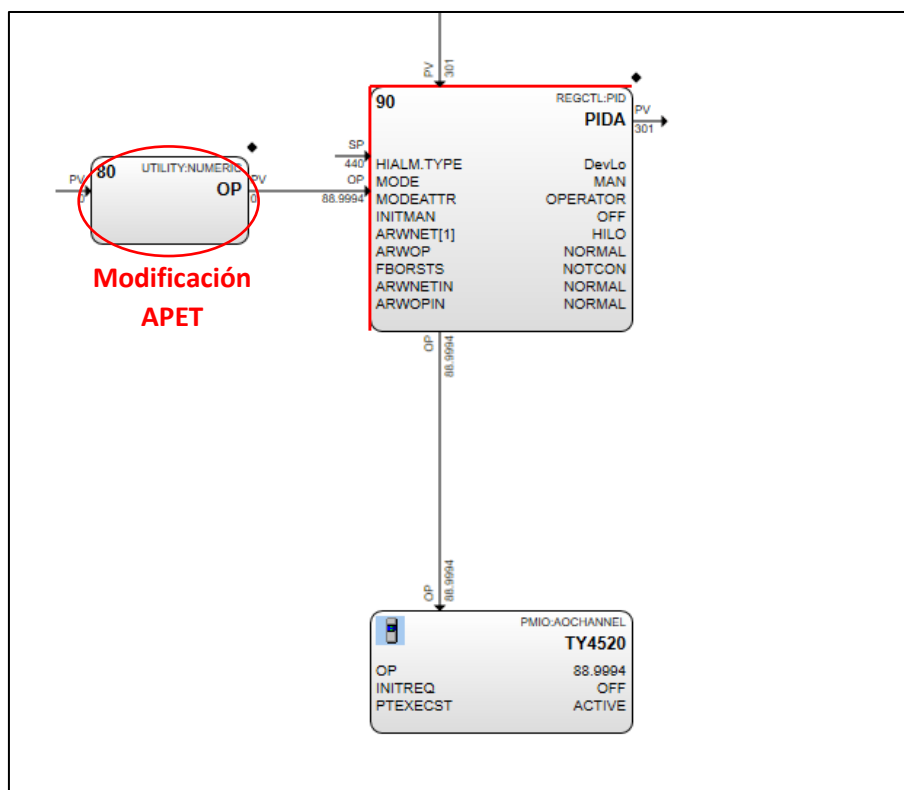


Figura 6-13: Modificación a bloques de control.

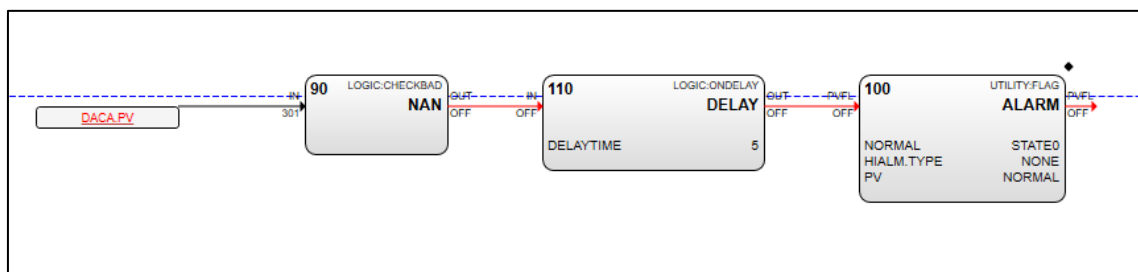


Figura 6-14: Alarma e interlock para funcionamiento del APC.

Para la interacción del operador con el sistema de control avanzado se modifica el esquemático de la Figura 5-15, añadiendo el selector para iniciar la aplicación y cambiando visualmente los lazos de control tomados por la aplicación tal como se presenta en la siguiente figura con el sistema en funcionamiento:

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

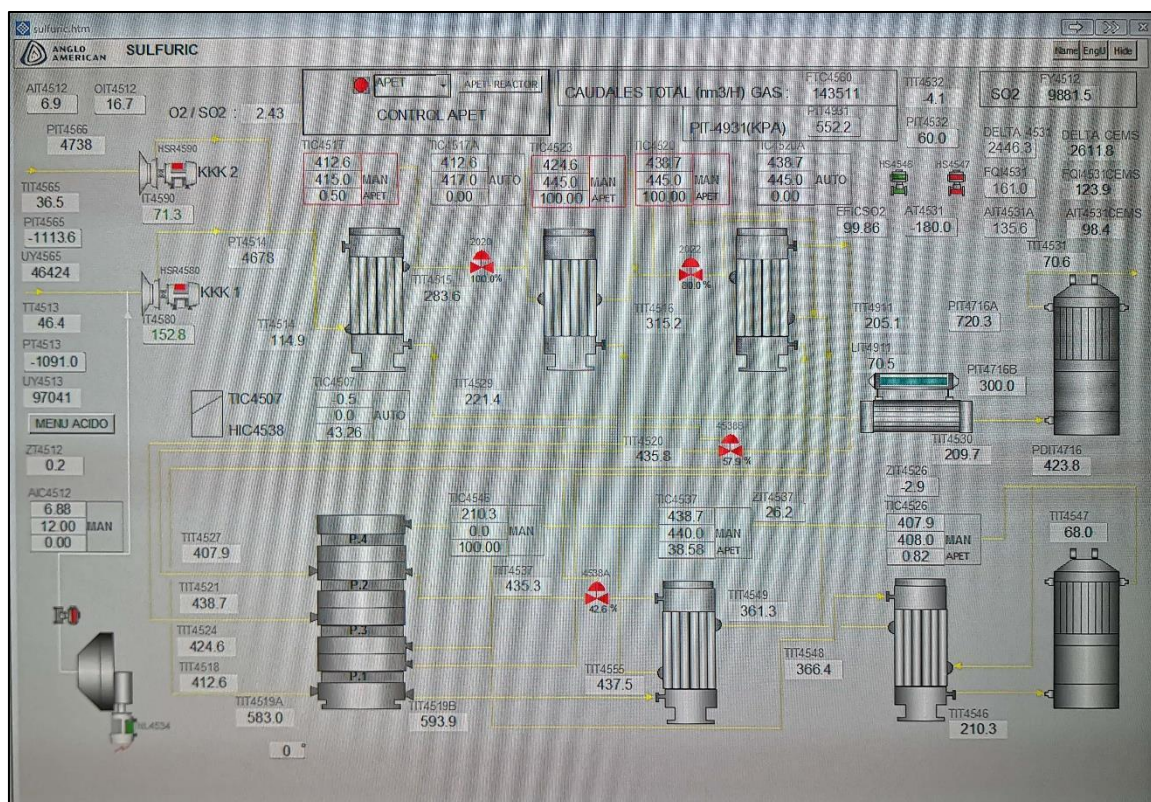


Figura 6-15: Esquemático con sistema APC en funcionamiento.

El selector tiene dos modos, el modo “Sin_Experto” para dejar fuera a la aplicación y trabajar con los lazos PID y el modo “APET” que activa el sistema APC. Las opciones son presentadas en la Figura 6-16

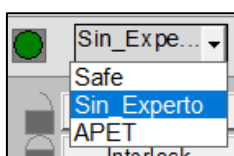


Figura 6-16: Selector APC.

Adicionalmente, se utiliza el esquema de colores gris, verde y rojo para indicar cuando el controlador se encuentra inhabilitado, apagado y encendido respectivamente.

Además, se crea un nuevo esquemático para que el operador pueda ingresar los distintos rangos de control a las variables controladas y manipuladas. En él también se presenta el estado de la comunicación con el sistema APET, teniendo el código de color verde para cuando se encuentra habilitada. El esquemático es presentado en la Figura 6-17.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tag	Variable Proceso	Regimen Permanente Target	Limite Bajo Control	Limite Alto Control	Limite Bajo Optimizacion	Limite Alto Optimizacion	Estado Target	Estado R.P. Target	Estado Control Limite	Pop Up
TIC4507	-0.08	0.00	-2.00	2.00	-2.00	2.00	Deshabilitado	Externo	Interno	01
TIC4517	412.61	408.00	408.00	415.00	408.00	415.00	Deshabilitado	Externo	Interno	02
TIC4520	438.68	440.00	440.00	450.00	440.00	450.00	Deshabilitado	Externo	Interno	03
TIC4523	424.66	445.00	445.00	450.00	445.00	450.00	Deshabilitado	Externo	Interno	04
TIC4526	408.46	410.00	410.00	415.00	410.00	415.00	Deshabilitado	Externo	Interno	05

Tag	Variable Proceso	Setpoint Read Back	Limite Bajo Control	Limite Alto Control	Limite Bajo Optimizacion	Limite Alto Optimizacion	Estado Target	Estado SP Target	Estado Control Limite SP	Estado Control Limite OP	Pop Up
TIC4507A	42.25	42.25	0.00	100.00	0.00	100.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	01
TIC4507B	43.14	43.14	0.00	100.00	0.00	100.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	02
TIC4517	0.50	0.50	0.00	100.00	0.00	100.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	03
TIC4520	100.00	100.00	90.00	100.00	90.00	100.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	04
TIC4523	100.00	100.00	80.00	100.00	80.00	100.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	05
TIC4526	0.87	0.87	0.00	30.00	0.00	30.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	06
TIC4537	37.88	37.88	0.00	45.00	0.00	45.00	Deshabilitado	Externo	Interno	Externo	07

Figura 6-17: Pantalla APET PLANTA ACIDO-REACTOR.

En este esquemático también se puede acceder a ver los Interlock activos apretando el botón de mismo nombre, esto desplegará la siguiente pantalla:

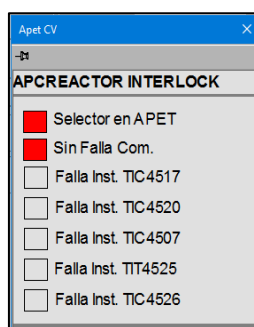


Figura 6-18: Interlock APC reactor.

Los indicadores en color rojo indican que el sistema no puede encender por la condición descrita a la derecha del indicador, por ejemplo, en la Figura 6-18, el sistema no puede encender, ya que, el selector no se encuentra en la posición de encendido y existe falla de comunicación con el APET, ya que, este último fue dejado desconectado por motivos de seguridad durante la puesta en marcha del sistema.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

En caso de que la falla de comunicación se presente involuntariamente, en la misma pantalla de la Figura 6-17, se encuentra la opción **“RESET HEART BEAT APET”**, al accionar esta opción, el sistema comenzara un reinicio del protocolo de comunicación, reestableciendo la comunicación, solucionando el problema.

6.6.2- Entrenamiento preliminar a operadores e instrumentistas

Se realiza una inducción para la manipulación del controlador a cada uno de los 4 grupos de operadores de la planta de ácido, en estas inducciones participan el operador consola, el operador 1 y 2 de la planta de calidad A y los instrumentistas a cargo del sistema DCS.

En esta inducción se presenta un breve protocolo de encendido y manipulación del controlador presentado en la Figura 6-19 para después realizar una sección practica en el laboratorio de pruebas preparado para la inducción, donde el operador puede encender la aplicación y modificar los límites de control.

Además, se le presenta al operador el fundamento de la tecnología implementada y se abre un espacio para consultas y dudas con respecto al funcionamiento de la aplicación.

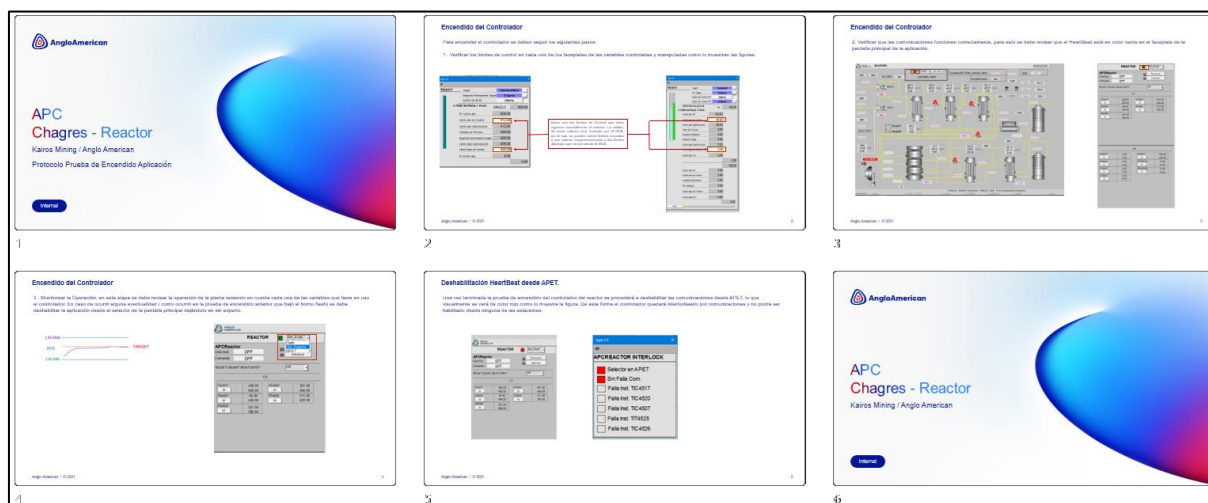


Figura 6-19: Inducción manipulación de sistema APC [31].

6.6.3- Protocolo de primeros encendidos del controlador

Para los primeros encendidos del controlador se diseñó el siguiente protocolo de pruebas:

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

1. Revisar y modificar límites de control para las distintas CVs y MVs. Manteniendo el rango de las distintas variables entre 5 y 10 unidades.
2. Habilitar desde DCS el selector para activar el sistema.
3. Habilitar desde APET la comunicación.
4. Revisar que la plataforma de control alojada en la máquina virtual este corriendo correctamente y reciba los límites impuestos por el operador.
5. Revisar que no exista ningún Interlock activo además del selector.
6. Si esta activo el Interlock de falla de comunicación realizar un reinicio a las comunicaciones.
7. Encender el APC poniendo el selector en APET.
8. Verificar que los lazos de control pasen a modo manual-program.
9. Revisar que los movimientos enviados por el controlador se escriban correctamente en las OP de los lazos de control.
10. Verificar que los movimientos solicitados por el controlador tengan la respuesta en la dirección esperada.
11. Apagar el controlador poniendo la posición del selector en Sin_Experto.
12. Verificar que los lazos de control sean devueltos en modo automático.
13. Pasar los lazos de control necesarios a manual y modificar los valores de Set Point.
14. Deshabilitar el selector del APC desde el DCS.
15. Deshabilitar la comunicación desde APET.

Tras encender con los 4 grupos de planta y verificar los distintos puntos del protocolo se pasa a la fase de pruebas durante el turno día de operación, entre las 8:00 AM hasta las 16:00 PM, encendiendo y apagando el sistema sin comprometer la continuidad operacional, realizando la sintonía del controlador según los comentarios de los operadores consola, aumentando así con cada encendido el tiempo que la aplicación puede estar en funcionamiento.

6.7 - Ajustes y sintonía del controlador en funcionamiento

La CV₃, el control del delta de temperatura es dejado fuera del sistema para poder sintonizar las demás variables, ya que, esta CV en concreto presenta desviaciones importantes de los límites de control establecidos, obligando a apagar el APC. Por esto se decide retomar la sintonía de esta variable en etapas posteriores a lo abarcado por este trabajo.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Con los ajustes y sintonía al controlador se logra encender el sistema un turno completo, bajando el APC solo por mantenciones al Horno Flash de la fundición.

La sintonía realizada en este trabajo es preliminar y corresponde a la primera etapa del controlador MPC de la jerarquía de control sin considerar la primera etapa de optimización.

Los ajustes y sintonía utilizados hasta el mes de febrero del 2022 son detallados a continuación:

6.7.1- Sintonía general APC

Tiempo de ejecución: El APC no es un sistema que este interviniendo continuamente en el proceso, sino que lo interviene discretamente enviando acciones de control según el tiempo de ejecución de la aplicación. Este tiempo se calcula según el mínimo y máximo tiempo de asentamiento de las variables, siendo 1 minuto el tiempo de ejecución que mejor se adapta a la mayoría de las situaciones. Por la velocidad de respuesta de los lazos del reactor se configura un tiempo de ejecución de 15 segundos.

Intervalos máximos de iniciación: Ante errores de comunicación en que el APC no reciba la retroalimentación del cambio de modos de operación de los lazos de control, se configura el número de ciclos que la aplicación esperara antes de desactivarse. En el caso del reactor se configura un total de 3 intentos, por lo que según el tiempo de ejecución la aplicación hará un intento de encendido cada 15 segundos dando un total de 30 segundos de espera.

Factor de velocidad de optimización: La velocidad de optimización no debería ser muy alta, de modo de evitar que el optimizador actúe muy rápido respecto a las acciones de control aumentando las perturbaciones al proceso. El factor de optimización actuara sobre el promedio entre el mayor tiempo de asentamiento de las CVs y el valor promedio de asentamiento de todas las CVs, este valor es conocido como *Overall response intervals – OARI*.

Se tiene la siguiente tabla que establece la velocidad de optimización según el factor de velocidad de optimización:

Tabla 6-12: Velocidad de optimización según factor [24].

Factor de velocidad de optimización	Velocidad de optimización
0	Optimización desactivada
0 – 1	Optimización lenta

Continuación en la siguiente página...

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Factor de velocidad de optimización	Velocidad de optimización
1	1/6 OARI
2	1/3 OARI
3	1/2 OARI
4	2/3 OARI
5	5/6 OARI
6	OARI
>6	Más rápido que OARI

Para el APC implementado se elige un factor de 3 por lo que la velocidad de optimización será la mitad de rápida con respecto a las acciones de control.

En la siguiente figura se presentan los parámetros configurados en la pantalla del Operator Station del APC.

Controller Name	APCReactor	Number Of Cvs	9
Controller Description		Number Of Mvs	7
RMPC Engine Number	510.00	Number Of Dvs	6
Application Version	0		
Controller Type	LINEAR	Maximum Initialization Intervals	3.0000
		Initialization Intervals	0
		Maximum Number of Overlaps	3
		Number of Overlaps	0
Model File	APCReactor	Optimizer Speed Factor	3.0000
Specification File	APCReactor	Optimizer Acceleration Tolerance (%)	0
Process Model File	APCReactor	Steady State Objective Value	1.62E-07
Model File Read Time	2/4/2022 9:00:01 PM	Current Objective Value	0.6348
Last Execution Time	2/8/2022 11:05:47 AM	Deflated Singular Value	1.59E-08
Last Execution Duration (mins)	0	Total Predicted Error	0
Design Execution Period (mins)	0.2500	Total Steady State Error	0.2676
Actual Execution Period (mins)	0.2500	Non Critical MV Cascade Loss	NONE
Execution Offset	00:00:00		
CheckPoint Operations	ACTIVE_SCHED		
		Use External Objective Function	FALSE
Override Consistency Check	YES	Overall Response Time (Intervals)	116.03
		Include Integrator C/R	1.0000
File Operations	Read Model File V/I INIT	Gain Delay Operations	Clear Gain Delay
	Read Model File V/O INIT	Gain Delay Changes Locked	NO
	Read Spec File		
History Collection	ON	Application Status	ACTIVE
Stable Change Log	NONE	PEX Application Type	NONE
Interval Count	22323		

Figura 6-20: Sintonía general APC.

6.7.2- Sintonía variables controladas

CV Optimize: Estos parámetros son los utilizados para realizar la función optimizadora del controlador. Para la sintonía del controlador se ha configurado un coeficiente de optimización para la temperatura del primer paso, y se han definido los límites suaves de control, por lo que el sistema buscara llevar las

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

distintas CVs al valor deseado siempre que tenga grados de libertad disponibles. Por otro lado, se define una alta tolerancia al error, para que el optimizador no se desconecte bajo ninguna condición de operación. Los parámetros configurados son presentados en la Tabla 6-13.

Tabla 6-13: Parámetros configurados en CV Optimize

CV #	CV Descripción	Coef Lineal	Coef Cuadrático	Valor Deseado	Delta límite suave bajo	Delta límite suave alto	Tolerancia al error
1	Temperatura de Entrada Paso 1	0	1	412,0	0,5	0,5	1,00E+07
2	Temperatura de Entrada Paso 2	0	0	445,0	0,5	0,5	1,00E+07
3	Delta Temperatura Entrada Paso 2	0	0	0	0	0	1,00E+07
4	Temperatura de Entrada Paso 3	0	0	445,0	0,5	0,5	1,00E+07
5	Temperatura de Entrada Paso 4	0	0	415,0	0,5	0,5	1,00E+07

CV Control: Estos parámetros definen la rapidez, suavidad e importancia del control de las distintas variables, a continuación, se definen los distintos parámetros de control de la herramienta [32].

- **Performance Ratio (PR):** Este parámetro representa la razón de tiempo de respuesta de la CV en lazo cerrado y el tiempo de la CV en lazo abierto. El valor inicial es 1, valores más pequeños implican respuestas más rápidas realizando movimientos más grandes en las MVs correspondientes, por tanto, requieren modelos más precisos, mientras que para valores mayores a 1 las respuestas serán más lentas realizando movimientos más pequeños de las MVs, esta es una buena opción para modelos poco precisos o CVs poco críticas.
- **Intervalos de respuesta en lazo cerrado (CLRI):** Este parámetro es referencial para modelos estables y está relacionado con el PR. Es la especificación del tiempo de respuesta en lazo cerrado en intervalos de ejecución. Mientras más se reduzca el CLRI más agresivo será el control.
- **Factores low & high EU Giveup:** Los *EU Giveups* solo entran en juego en situaciones en las que no hay suficientes grados de libertad para resolver el problema de control. En estas situaciones el controlador utiliza este parámetro para conocer la importancia relativa entre las CVs. Mientras más pequeño sea el valor del parámetro mayor será la importancia relativa de la CV, y por tanto se compensará el error de dicha CV con mayor prioridad.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

- **Número de bloque:** Este parámetro se refiere al número de ciclos de ejecución futuros que calculará la aplicación para tomar decisiones sobre la variable, el valor por defecto es 10.
- **FF to PR:** Este parámetro permite ajustar la velocidad con que se corrigen las DVs. El valor por omisión es 1, de modo que valores inferiores aumentan la velocidad de corrección provocando un control más agresivo y para valores superiores se provoca la situación contraria. Este parámetro de sintonía es multiplicado por el PR, por lo que al ingresar un valor por ejemplo de 0,5 y si el valor de PR también corresponde a 0,5 el valor efectivo de corrección será 0,25 por lo que la respuesta de corrección será 4 veces más rápida que lo predefinido en el modelo.
- **Estimador de estado:** En modelos lentos o ruidosos este parámetro puede activarse para mejorar el desempeño del controlador. Sin embargo, se sacrifica información útil de las predicciones del modelo, que son las que permiten evaluar el rendimiento del modelo.

Los parámetros configurados son presentados en la Tabla 6-14.

En la sintonía del controlador se destaca el PR de la CV₂, el cual aumenta la velocidad de control de la variable, ya que, esta CV cuenta con la mayor cantidad de MVs. Por otro lado dada la importancia del paso 1 se configura con un EU Giveup menor al resto de CVs, sin considerar al delta de temperatura del paso 2 que fue dejado fuera del controlador como se mencionó anteriormente. Estos valores de EU GiveUp fueron obtenidos mediante la iteración en sus valores con el objetivo de reducir las oscilaciones de las distintas CVs. Los valores de Número Bloque y FF to PR se mantuvieron en esta etapa en sus valores por defecto, y dado que se detectó una desviación persistente de la CV₅ se activa para ella el estimador de estado.

Tabla 6-14: Parámetros configurados en CV Control.

CV #	CV Description	Perf Ratio	Resp Int Lazo Cerr	Low EU GiveUp	High EU GiveUp	Número Bloque	FF To Perf Ratio	Estimador Estado
1	Temperatura de Entrada Paso 1	1,0	93,0	1,0	1,0	10,0	1,0	D-OFF
2	Temperatura de Entrada Paso 2	0,9	123,0	2,680	2,680	10,0	1,0	D-OFF
3	Delta Temperatura Entrada Paso 2	0,1	6,0	0,373	0,373	10,0	1,0	ON
4	Temperatura de Entrada Paso 3	1,0	109,0	3,0	3,0	10,0	1,0	D-OFF
5	Temperatura de Entrada Paso 4	1,0	79,0	4,0	4,0	10,0	1,0	ON

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Multiplicadores de ganancias: Estos parámetros permiten configurar un multiplicador de ganancias en estado estacionario para cada uno de los modelos del controlador. Incrementos en las ganancias de los modelos entre MV y CV normalmente tendrán mejores resultados en cuanto a estabilidad en comparación con las reducciones de ganancia. Por otra parte, al incrementar la ganancia de un modelo las acciones de control serán más acotadas. Por lo general el cambio en estos multiplicadores es con el fin de ajustar la relación entre la predicción del modelo y el comportamiento real.

Los valores configurados para las MVs se presentan en la Tabla 6-15 y los configurados para las DVs en la Tabla 6-16.

Si no se ha añadido un multiplicador el valor aparecerá en color negro con el valor de ganancia identificado, mientras que si el valor aparece en color rojo significa que el valor reportado corresponde al multiplicador.

Se destaca el aumento en la ganancia del sub modelo $MV_7 - CV_5$ para reducir oscilaciones a la hora de controlar, por otro lado, se destaca el cambio en las ganancias de los sub modelos de SO_2 para mejorar la predicción del modelo.

Estos valores son obtenidos mediante iteración buscando que las distintas MVs actúen en el orden y con la velocidad de apertura requerida por el proceso.

Tabla 6-15: Matriz de multiplicadores de ganancias MVs.

	TAG	MV ₁	MV ₂	MV ₃	MV ₄	MV ₅	MV ₆	MV ₇
		TIC4517.OP	TIC4537.OP	TIC4520.OP	ZIT4538A.OP	ZIT4538B.OP	TIC4523.OP	TIC4526.OP
CV ₁	TIT4518.PV	-0.3						
CV ₂	TIT4521.PV		0,172	0,826				
CV ₃	TIC4507.PV		0	0	1,35	1,23		
CV ₄	TIT4524.PV						0,0518	
CV ₅	TIT4527.PV							-1,515

Tabla 6-16: Matriz de multiplicadores de ganancias DVs.

	TAG	DV ₁	DV ₂	DV ₃	DV ₄	DV ₅	DV ₆
		TIT4519A.PV	TIT4522.PV	TIT4525.PV	HIC2020.PV	HIC2022.PV	FY4512.PV
CV ₁	TIT4518.PV				0,587		0,00045
CV ₂	TIT4521.PV	0,35					0,0006
CV ₃	TIC4507.PV						0
CV ₄	TIT4524.PV		0,66			-0,236	0
CV ₅	TIT4527.PV			0,3707			0,0015

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

6.7.3- Sintonía variables manipuladas

Al igual que para las CVs el sistema permite realizar una optimización para los valores de las MVs, lo cual se encuentra desactivado para la sintonía actual.

Los principales parámetros de sintonía de las MVs corresponden al número de bloque (comportamiento similar al tratado en las CVs), la resolución del movimiento, tamaño de movimiento máximo permitidos y el peso relativo que tiene la MV para solucionar el problema de control [32].

Resolución de movimiento: Corresponde al tamaño mínimo de movimiento que una determinada MV puede realizar en un ciclo de ejecución. Este parámetro también condiciona los movimientos de mayor tamaño a la resolución, ya que, los movimientos deberán ser siempre múltiplos de ésta. Por ejemplo, si la resolución de una MV es igual a 0,5 unidades y el algoritmo indica realizar un movimiento de 1,1 unidades para el ciclo de cálculo actual, el sistema no realizará ningún movimiento, ya que, el valor calculado está entre los valores de resolución 1,0 y 1,5 unidades. El movimiento de la MV solo se realizará cuando un ciclo de cálculo determine un valor de movimiento múltiplo de la resolución. Resoluciones pequeñas provocan un control más agresivo.

Tamaño máximo permitido: Para no provocar intervenciones demasiado bruscas al proceso que puedan afectar variables como la presión o voltaje de determinados equipos, se puede configurar el tamaño máximo de movimiento de las MVs individualmente tanto para sentido ascendente como decreciente.

Peso relativo: Este parámetro de sintonía pondera las variaciones de las MVs (ΔMV) en la función objetivo del problema de control. Por omisión, está ajustado en 1 para todas las MVs. Mientras más grande sea el peso de la MV, más se penalizarán sus movimientos y por tanto sus movimientos serán más suaves.

La resolución utilizada en el controlador se configura en 0,1 unidades para todas las MVs del sistema. Por otro lado, se presenta la siguiente tabla con los parámetros configurados en la sintonía de las MVs.

CAPÍTULO 6 - IMPLEMENTACIÓN DE APC PARA EL REACTOR

Tabla 6-17: Parámetros de sintonía MVs.

MV #	CV Descripción	Número Bloque	Máx Mov Abajo	Máx Mov Arriba	Peso
1	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 1	10	5	5	0,1860
2	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 2 (TIC4520)	10	5	5	0,1860
3	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 2 (TIC4537)	10	5	10	0,1860
4	Válvula de Control Delta Paso 2 A	10	5	5	0,0931
5	Válvula de Control Delta Paso 2 B	10	5	5	0,0931
6	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 3	10	5	10	2,9700
7	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 4	10	5	5	0,1860

El número de bloque para el calculo de la ruta de control se mantuvo en el valor por defecto de 10. El máximo movimiento para cada MV se configuro en un máximo de 5% para evitar perturbaciones bruscas al proceso, a excepción de las MV₃ y MV₆ que tienen una inferencia menor en el proceso. El peso relativo fue configurado en orden de penalizar el actuar de la MV₆ para que el cuarto paso se mantenga lo más caliente posible evitando que se cierre su controlador, mientras que se configuro un peso similar para el resto de MVs para facilitar su manejo a través de la matriz de multiplicadores de ganancia.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

7 - RESULTADOS

7.1 - Tiempo de encendido del controlador

Durante el mes de enero de 2022 se realizó la sintonía gruesa del controlador y se activó la historización del tiempo de encendido de la aplicación. En el mes de febrero de 2022 se comienza formalmente con la marcha blanca del controlador, siendo encendido primero por unos pocos minutos, para realizar la sintonía fina hasta alcanzar horas de operación continua.

Se consiguió un tiempo total de funcionamiento de 38 horas con 51 minutos durante el mes de febrero, cuyo detalle de tiempo para cada día del mes se presenta en la Figura 7-1.

El día 23 de febrero se consigue el mayor tiempo de funcionamiento de la aplicación con un total de 5 horas y 55 minutos, sin necesidad de apagado entre las 9:00 y las 15:00 hrs., siendo así utilizado el 75% del tiempo del turno.

Los límites configurados al inicio de la jornada del día 23 para las distintas CVs y MVs se mantuvieron constantes durante la operación, por lo que el APC logró mantener en rango las distintas CVs para distintas cargas de SO₂. Los rangos utilizados son los presentados en la Figura 6-17.

Ya que el sistema APC estuvo encendido por mayor cantidad de tiempo los días 22 y 23 de febrero, se utilizaron dichos datos para el análisis en los siguientes títulos.

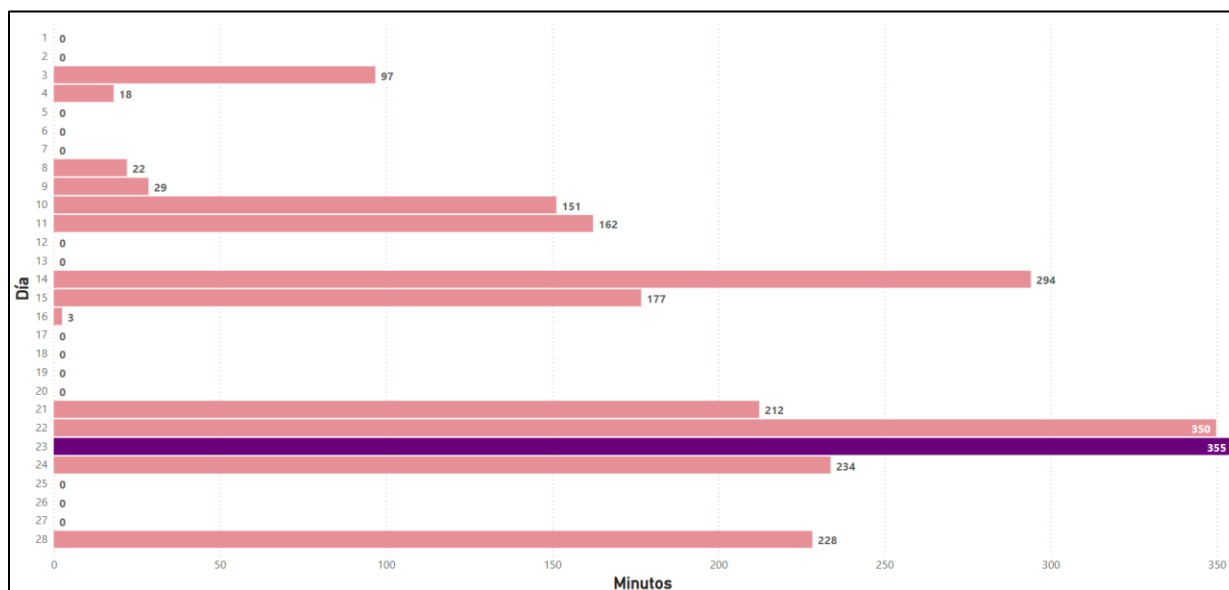


Figura 7-1: Tiempo de utilización APC en el mes de febrero por día.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

7.2 - Análisis de T° de salida del primer paso con APC encendido

El principal objetivo del APC como se mostró en la *Sección 6.1 - Análisis preliminar de beneficios*, es mantener la temperatura de salida del primer paso por debajo de los 630°C para evitar así restricciones a la tasa de fusión.

El APC para los días 22 y 23 de febrero trabajo bajo distintas cargas de SO₂ como se aprecia en la Figura 7-2 y Figura 7-5. La capacidad de diseño de la planta corresponde a 12% v/v de SO₂ para 150.000 Nm³/h, lo que se traduce en un caudal volumétrico de 18.000 Nm³/h de SO₂.

Las temperaturas de entrada y salida para cada uno de los días son presentadas en la Figura 7-3 y la Figura 7-6. El día 22 la temperatura máxima alcanzada fue de 624°C para la salida y de 414°C para la entrada mientras que para el día 23 las temperaturas alcanzadas fueron 623°C y 412°C respectivamente. Pese a la carga mayor de azufre del día 23 se aprecia que el APC logró controlar de mejor manera la temperatura a comparación del día 22. Esto se atribuye a que para el primer día la función optimizadora del controlador no se encontraba activa dejando libre el movimiento de la CV en el rango de control con tal de minimizar los movimientos de los distintos lazos de control. En el día 23 con la optimización impuesta en una temperatura de entrada de 412°C el controlador oscila en torno a esta temperatura siempre que tenga grados de libertad disponibles para ejecutar la optimización con la siguiente función objetivo:

$$\min (TIT4518.PV - 412)^2 \quad (7-1)$$

En el primer día el aumento en la carga de SO₂ implica además un mayor flujo de gases que deben ser calentados por los intercambiadores de calor, por tanto, la predicción del APC indicará que la temperatura de entrada del paso 1 comenzará a disminuir en primera instancia, por lo que comenzará a cerrar la válvula para aumentar la temperatura, Figura 7-4, lo cual aumenta el peligro de sobrepasar los 630°C por un aumento de golpe en la carga de SO₂. La optimización permite que el APC en vez de buscar adelantarse a la baja de temperatura busque mantener la temperatura en torno a los 412°C lo que permite al controlador estar mejor preparado para el momento en que empiece a aumentar la carga de azufre, manteniendo la temperatura de entrada baja mediante la apertura de la válvula de control, Figura 7-7, evitando así alcanzar el nivel de alarma.

Con esta primera sintonía realizada se aprecia así una mejora inmediata en el control de temperaturas del primer paso, manteniendo una temperatura de salida más baja con una carga de azufre mayor tal como se aprecia en la Figura 7-5 y Figura 7-6.



CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

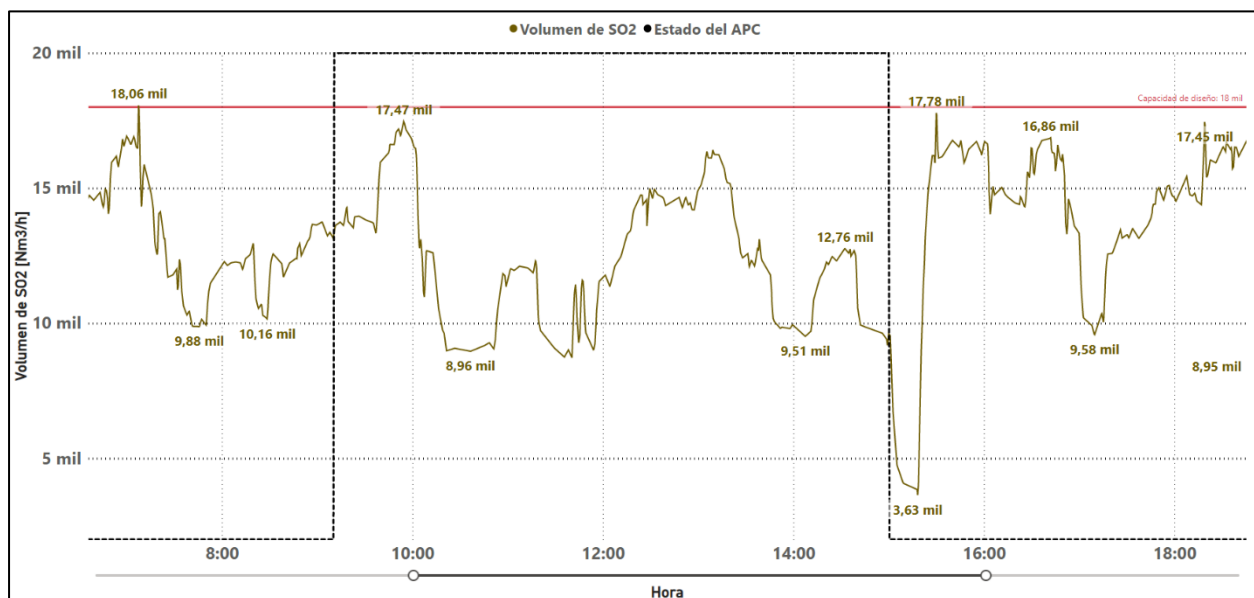


Figura 7-2: Volumen de SO₂ y estado del APC, 22-02-2022.

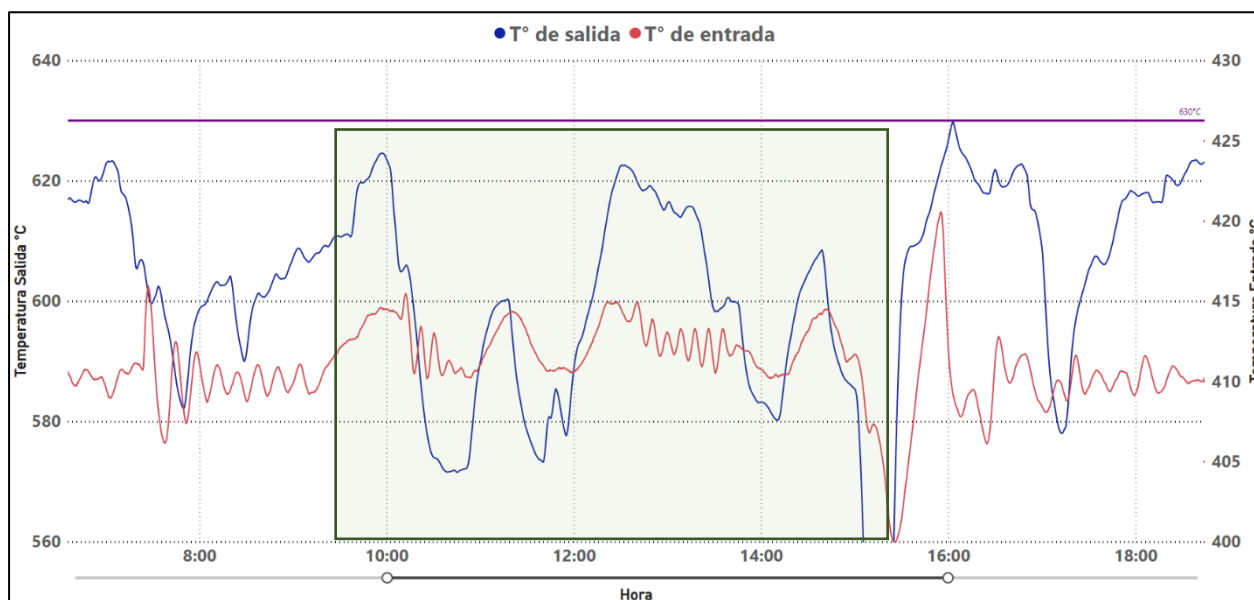


Figura 7-3: Temperatura de entrada y salida, 22-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS



Figura 7-4: Controlador TIC4517, 22-02-2022.

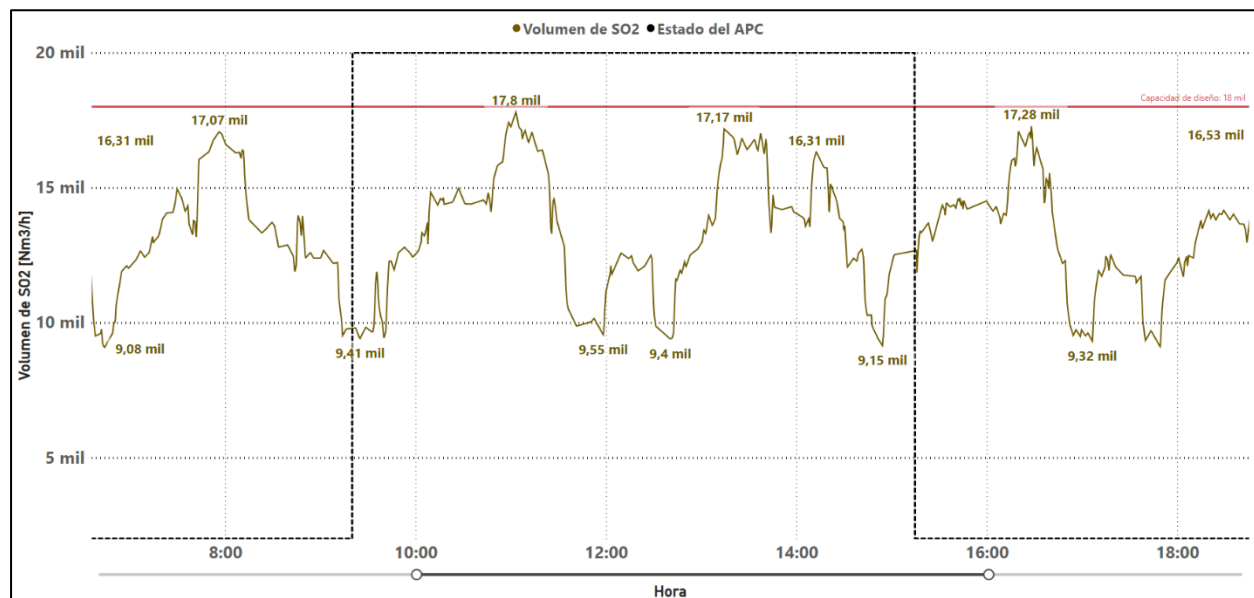


Figura 7-5: Volumen de SO₂ y estado del APC, 23-02-2022.



CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

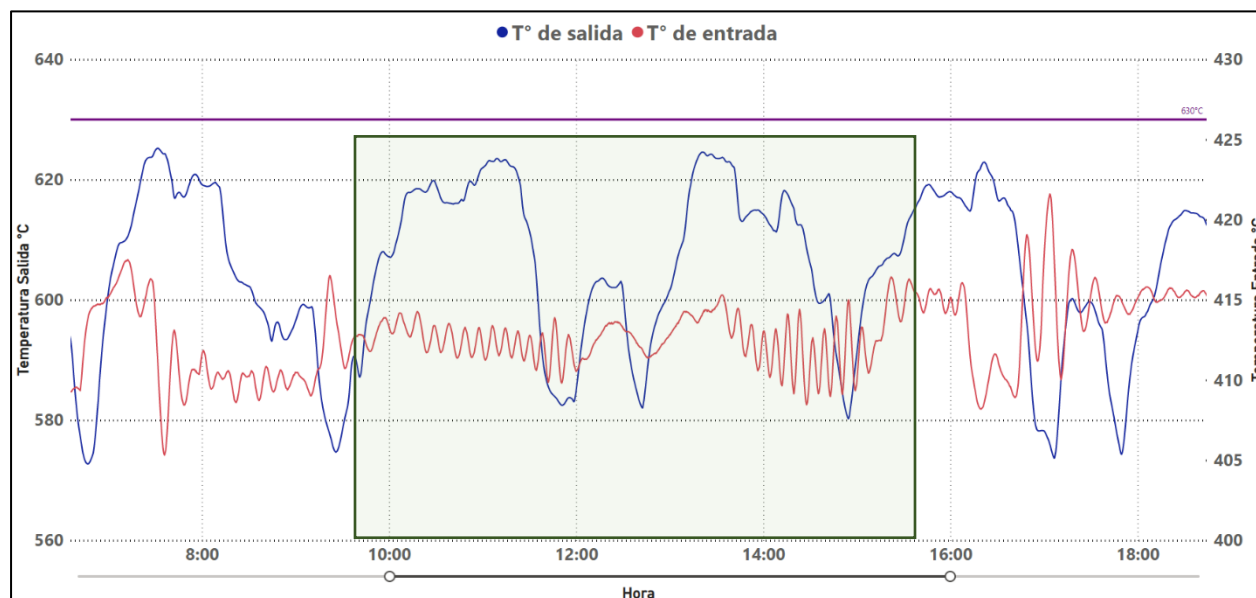


Figura 7-6: Temperatura de entrada y salida, 23-02-2022.

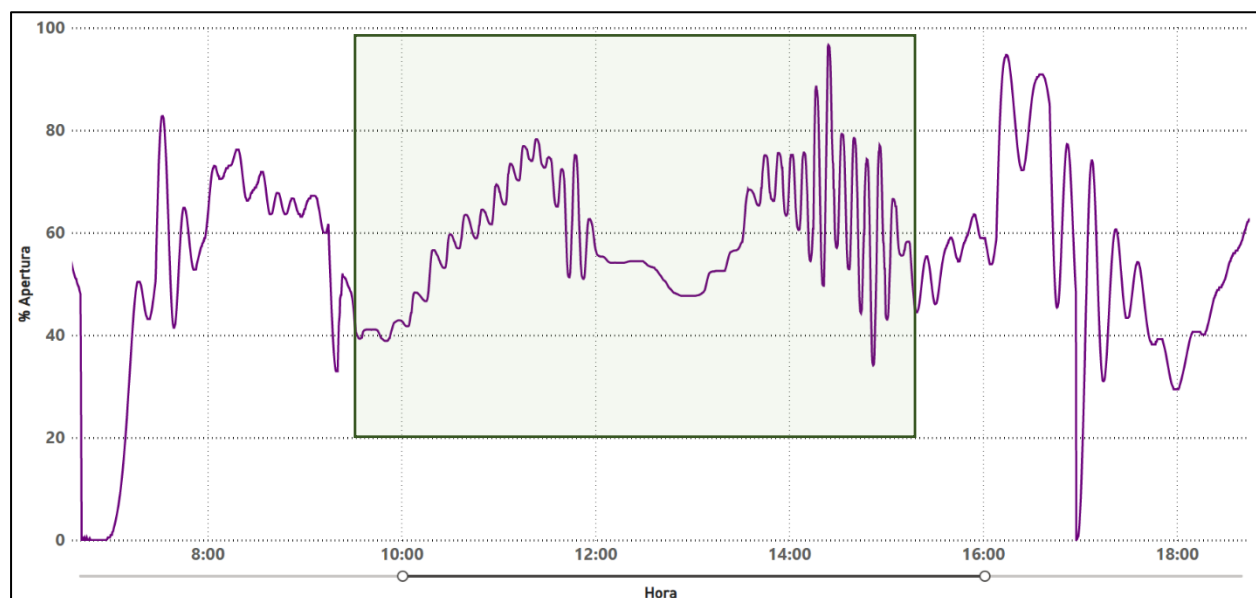


Figura 7-7: Controlador TIC4517, 23-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

7.3 - Control sobre las demás CVs y MVs

En la Figura 7-8 se tiene la carga de SO₂ y el estado del controlador APC para el día 23 de febrero. La carga de SO₂ osciló respondiendo a los distintos sopladors de Fe y Cu en los convertidores Pierce Smith.

Dado que durante el tiempo de funcionamiento del APC la carga de azufre no descendió de los 9.000 Nm³/h, para el análisis se descartaron aquellos datos en un rango de SO₂ inferior. Esto con el fin de poder comparar la operación con el APC encendido y apagado.

Para las temperaturas de entrada de cada lecho del reactor, se calculó el promedio y la desviación estándar, además se presentan los gráficos de temperatura y apertura de los diversos controladores de cada paso.

La eficiencia promedio de captura de SO₂ mientras el APC se encontró encendido fue de 99,76% con una desviación estándar de 0,13%. Mientras que los mismos valores para el APC apagado durante el día fueron de 99,77% y 0,10% respectivamente.

En lo anterior se puede apreciar que el APC alcanza un rendimiento similar de eficiencia al que logran los operadores modificando los valores de *set point* según el requerimiento de la operación.

Lo anterior se logra gracias a la sintonía actual del controlador, que busca optimizar los movimientos de las distintas MVs para alterar lo mínimo posible el proceso, buscando cada vez que se pueda la temperatura de 412°C en la entrada del primer paso.

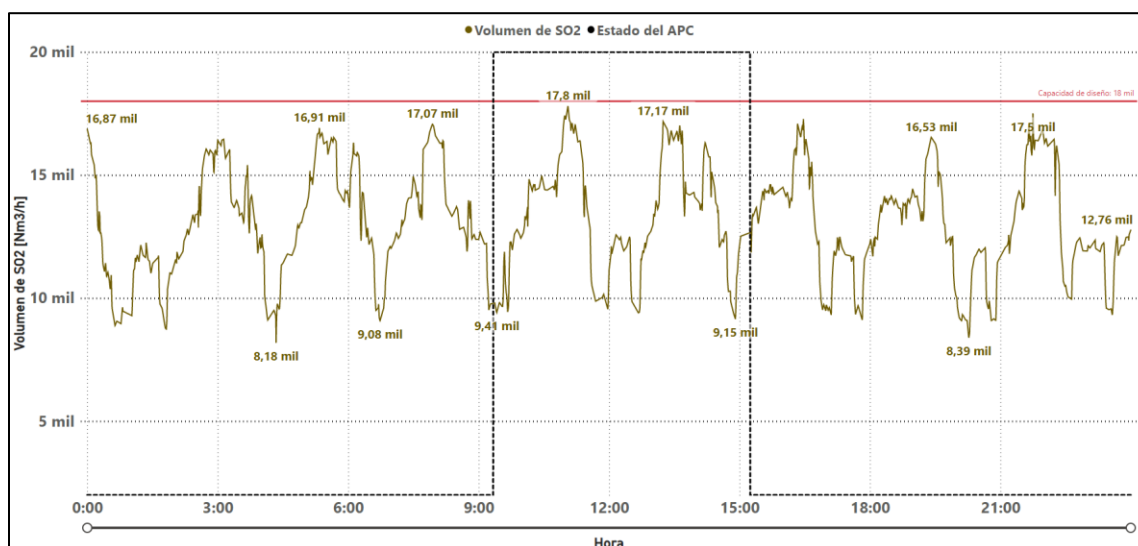


Figura 7-8: Volumen de SO₂ y estado del APC durante el día 23-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

A) Paso 2

Los valores calculados son presentados en la Tabla 7-1. El promedio de temperatura para este paso bajo de 446°C a 444°C aproximadamente para la situación con APC apagado y encendido respectivamente durante el día. Esta diferencia de 2 grados se traduce en una mayor conversión de SO₂ disminuyendo las emisiones por chimenea, mejorando así el objetivo ambiental de la planta.

La desviación estándar es aproximadamente 2°C menor cuando el APC se encuentra en funcionamiento, lo cual se puede apreciar en la Figura 7-9, donde la temperatura no sobrepasa los 450°C que fue el límite alto de control impuesto en la aplicación.

Por otro lado, el APC manipula las válvulas de control del paso 2 como se aprecia en la Figura 7-10. Permitiendo así al sistema usar las herramientas disponibles para lograr tener una temperatura promedio más baja en el paso 2.

Cabe destacar que el APC para enfriar el segundo paso cerró la válvula TY-4520, lo que provoca un aumento en la temperatura del primer paso, pero como se vio anteriormente el sistema logró mantener la temperatura del paso 1 en los rangos establecidos.

Tabla 7-1: Mediciones resultados paso 2.

Temperatura	Apagado	Encendido
Mínimo	432,98	438,35
Máximo	454,54	448,48
Promedio	445,99	443,95
Desviación Estándar	4,25	2,15



CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

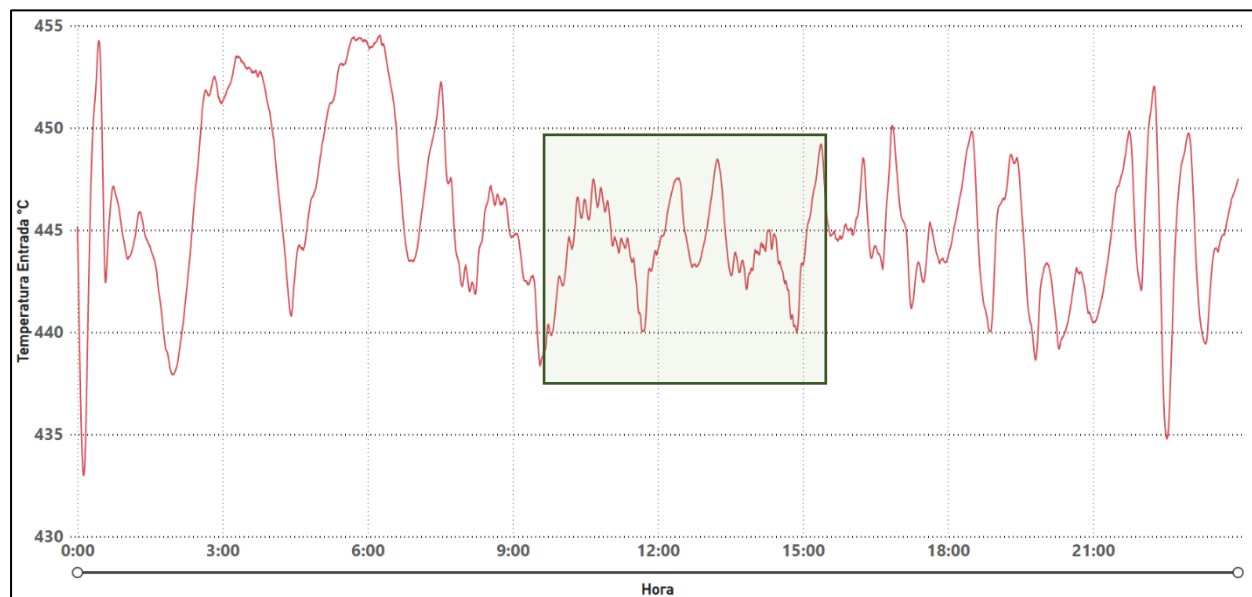


Figura 7-9: Temperatura de entrada del paso 2, 23-02-2022.

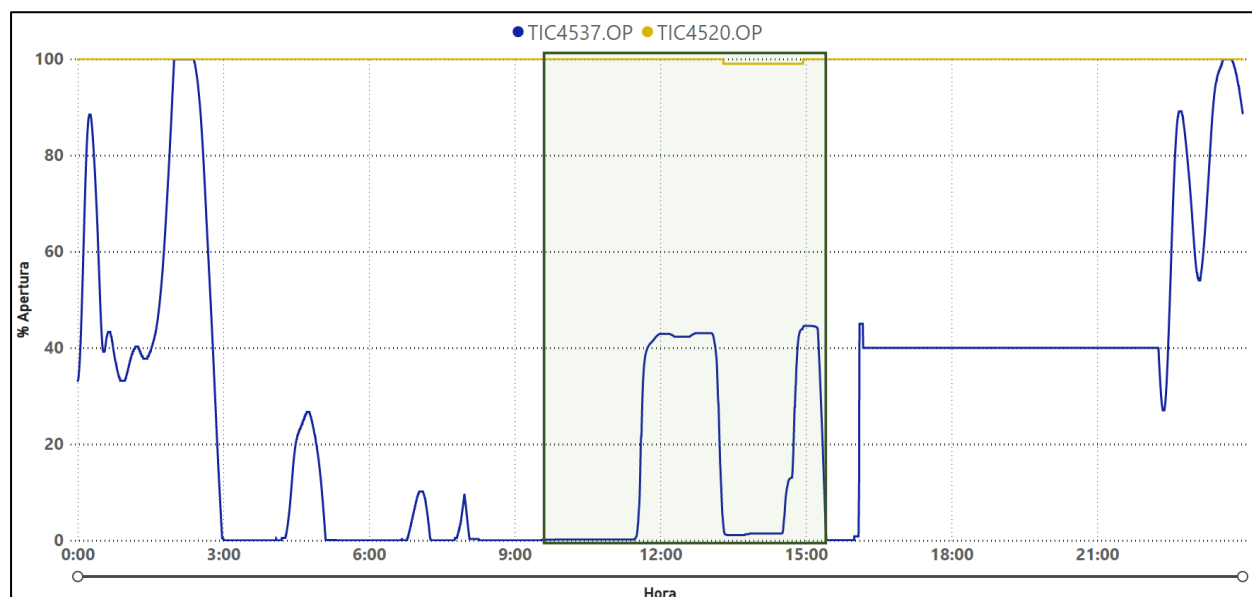


Figura 7-10: Controladores del paso 2, 23-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

B) Paso 3

Los valores calculados son presentados en la Tabla 7-2. El promedio de temperatura para este paso bajo de 433°C a 431°C aproximadamente para la situación con APC apagado y encendido respectivamente durante el día.

La desviación estándar alcanzada con el APC encendido es solo 0,42°C menor a la operación sin el controlador avanzado y el promedio de temperatura es más bajo con la aplicación encendida, lo cual para este paso se traduce en una peor conversión, ya que, para temperaturas menores a los 440°C se tiene una pérdida de eficiencia del catalizador.

La temperatura de entrada es presentada en la Figura 7-11 y la apertura de la válvula de control en la Figura 7-12.

El sistema APC modula la válvula de control, situación que no ocurrió en el resto del día donde el operador con el APC apagado mantuvo en manual dicho lazo de control.

Tabla 7-2: Mediciones resultados paso 3.

Temperatura	Apagado	Encendido
Mínimo	419,27	419,68
Máximo	446,24	442,22
Promedio	433,45	430,56
Desviación Estándar	6,50	6,08



CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

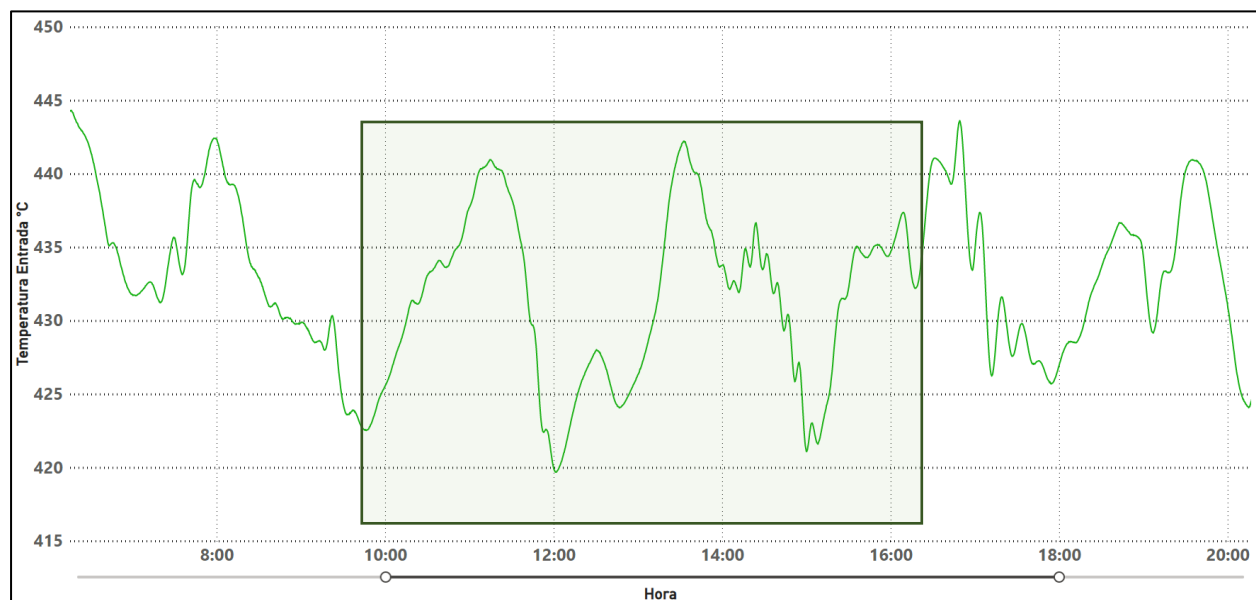


Figura 7-11: Temperatura de entrada del paso 3, 23-02-2022.

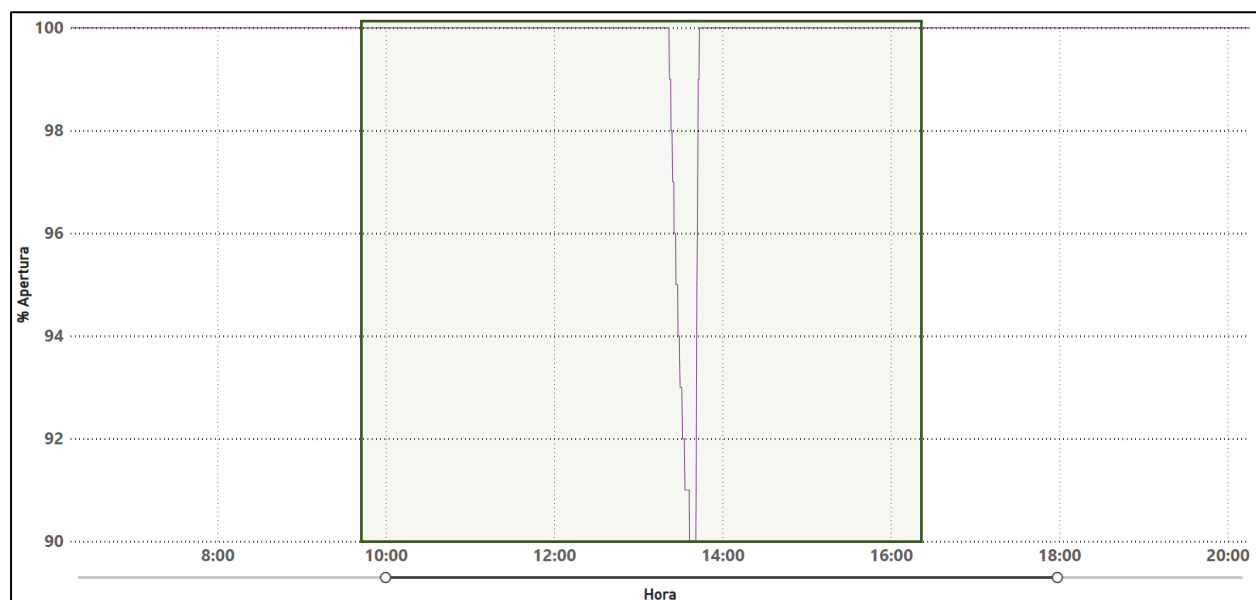


Figura 7-12: Controlador del paso 3, 23-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

C) Paso 4

Los valores calculados son presentados en la Figura 7-3. El promedio de temperatura para este paso bajo de 417°C a 411°C aproximadamente para la situación con APC apagado y encendido respectivamente durante el día.

A su vez la desviación estándar baja desde los 6,89°C hasta los 3,11°C por lo que se obtiene una temperatura más acotada en torno al promedio.

Al aumentar la modulación de la TY-4537, se requiere un mayor control por parte de la válvula TY-4526 ya que al abrirse y cerrarse la 4537 afecta la temperatura del cuarto paso.

En la Figura 7-13 se tiene la temperatura de entrada al cuarto paso del reactor, pese a la reducción de la desviación estándar se aprecia aún una alta variabilidad en esta CV. Esto es debido a que la estimación de estado esta activada para el control de esta temperatura con el fin de poder detectar de mejor manera los cambios efectuados por la TY-4537.

En la Figura 7-14 se tiene la apertura de la válvula de control de este paso, donde se aprecia como se mencionó anteriormente, que las acciones de control son de un mayor tamaño cuando el APC se encuentra encendido.

Tabla 7-3: Mediciones resultados paso 4.

Temperatura	Apagado	Encendido
Mínimo	399,58	403,47
Máximo	429,88	419,10
Promedio	416,78	411,49
Desviación Estándar	6,89	3,11



CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

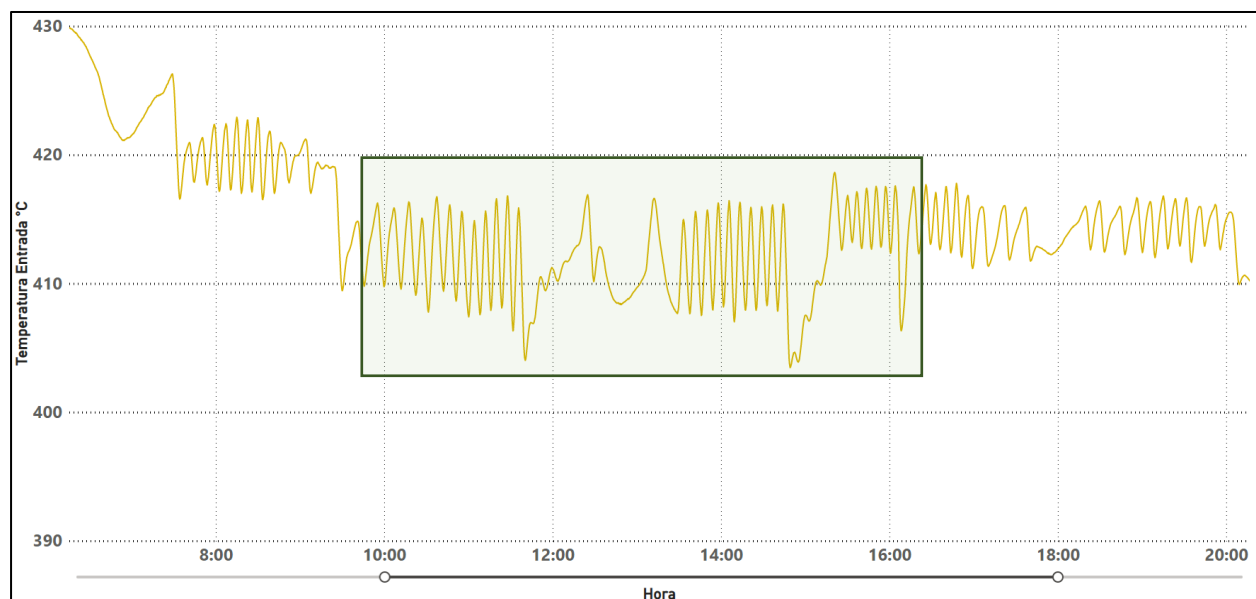


Figura 7-13: Temperatura de entrada del paso 4, 23-02-2022.

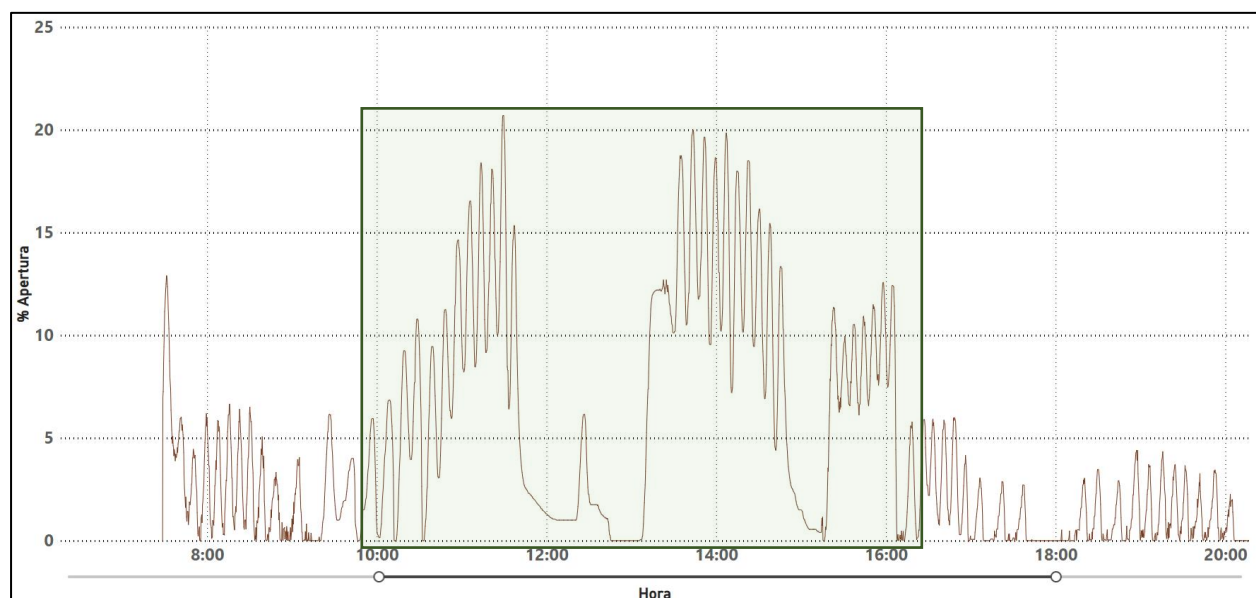


Figura 7-14: Controlador del paso 4, 23-02-2022.

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS

7.4 - Discusión de resultados

Los resultados obtenidos están cerca de lo esperado para esta primera etapa de sintonía del controlador, donde logró operar la totalidad de un turno con el APC encendido alcanzando un 75% de utilización, sin comprometer parámetros ambientales, eficiencia de conversión y no accionar alarmas críticas de proceso, como es la temperatura de salida del primer paso.

La incorporación del optimizador a la temperatura de entrada del paso 1, permitió un mejor control de la temperatura de salida del paso, ya que el sistema al detectar un aumento o disminución brusca en la carga de SO_2 , comenzó a regular la apertura de la válvula de control del paso.

En cuanto a la temperatura del segundo paso, se aprecia que el sistema disminuye la temperatura promedio del paso en 2°C , acercándola hacia la temperatura de diseño de 440°C .

Por otro lado, la temperatura del cuarto paso tiene una disminución de 5°C en la temperatura promedio del paso con el controlador encendido, acercándola hacia la temperatura de diseño de 410°C .

Estas diferencias en temperatura de 2 y 5°C son significativas en la conversión global alcanzada por la planta en el orden de $0,5\%$ y 2% respectivamente, lo cual se traduce en una disminución de hasta el 15% de las emisiones de la planta [28].

El sistema disminuye la temperatura promedio del tercer paso del reactor, alejándola de su temperatura de diseño (450°C), 3°C más que con el sistema apagado. Esto se traduce en una pérdida de eficiencia en el paso, por lo que, en futuras pruebas de sintonía se debe tener un esfuerzo mayor en el control de temperatura para este paso.

La eficiencia global alcanzada por la planta con el sistema encendido y apagado es similar, por lo que a operaciones en cuanto a cumplir con sus objetivos ambientales y de seguridad no les afecta operar con el controlador encendido o apagado. Pero, al quitar la intervención humana en la modificación de los valores de *setpoint* con el controlador encendido, se traduce en una mejora en la consistencia del proceso, como se evidencia en la disminución de la desviación estándar de los paso 2 y 4.

La sintonía pese a permitir al APC operar sin comprometer a la operación, requiere ser mejorada para superar a operaciones en su control manual – automático, y mejorar el control sobre el tercer paso del reactor.

CAPÍTULO 8 - CONCLUSIONES

Resultados obtenidos fuera de este trabajo, son presentados en la **letra D del Anexo 10.13 - Estado de controlador mes de junio 2022.**

8 - CONCLUSIONES

La principal falencia detectada en el sistema de control actual es una sintonía deficiente al existir una desviación importante de la variable controlada con respecto al valor de *set point* ingresado, provocando tiempos de hasta 40 minutos para regularizar el proceso.

Otras falencias son la operación en manual de algunas válvulas y la alta variabilidad de algunos lazos de control. Lo que provoca pérdida de consistencia en las acciones de control.

El estudio de la fenomenología, así como del proceso del reactor catalítico permiten comprender las limitaciones actuales para disminuir el cuello de botella, las cuales consisten en que no existe un control automático para monitorear la temperatura de salida del primer paso, lo que obliga a la necesidad de intervención humana, la cual tiene diversos criterios, provocando distintas acciones y velocidades de respuesta para regular el proceso, quitando consistencia al mismo.

Por otro lado, la degradación del catalizador provoca que las mismas acciones no sean suficiente a lo largo del tiempo, por lo que el tiempo de respuesta por parte de los operadores se ve afectado debido a la iteración de acciones que deben efectuar para lograr regular el proceso.

El sistema APC permite solventar estas problemáticas, ya que, permite la incorporación de variables de perturbación como pre-alimentación para el cálculo de sus acciones de control, así como la reconciliación automática de sus modelos de predicción mediante la incorporación de un factor de ajuste que responde a cambios en las condiciones del proceso, como es así la pérdida de eficiencia del catalizador.

El APC implementado con la sintonía realizada hasta el mes de febrero del 2022 fue capaz de mantener en rango las distintas variables del reactor.

El controlador avanzado mediante la optimización de la temperatura de entrada del primer paso logró mantener la temperatura de salida por debajo de los 630°C, pese a presentarse cargas de SO₂ cercanas a la capacidad de diseño de la planta.

El controlador para las temperaturas de los pasos 2 y 4 logra reducir las temperaturas promedio, acercando sus valores a los puntos óptimos de operación. Por otro lado, disminuye la conversión del tercer paso del



CAPÍTULO 8 - CONCLUSIONES

reactor, ya que, disminuye su temperatura promedio, alejando más su operación de la temperatura óptima de reacción. Concluyéndose que se necesita sintonizar de mejor manera los parámetros relevantes para el control de este paso.

El sistema APC para la sintonía actual logró mantener una eficiencia de captura de SO_2 similar a la lograda por los operadores, por lo que el sistema puede operar sin comprometer el objetivo ambiental de la planta.

El sistema implementado es una herramienta estabilizante del proceso, que puede obtener rendimientos equivalentes al de la intervención humana, con valores promedio de temperatura más bajos permitiendo así mantener la eficiencia del proceso en un punto de operación más seguro para el proceso, cumpliendo así con el objetivo de reducir las restricciones operacionales ocasionadas por las temperaturas del reactor catalítico.

CAPÍTULO 9 - RECOMENDACIONES

9 - RECOMENDACIONES

- Incorporar los lazos de control TIC4517A y TIC4520A al APC puede mejorar el control al contar con más herramientas para enfriar rápidamente las temperaturas de entrada del primer y segundo paso. Incorporar estos lazos permitiría trabajar el primer paso en un punto de operación de mayor temperatura lo que favorecería el control del tercer paso del reactor.
- Se puede mejorar la robustez del sistema al incorporar reglas de control que permitan cambiar el valor objetivo de optimización del primer paso para diversos rangos de SO_2 . De esta manera cuando se tenga una carga de SO_2 menor a $9000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ el objetivo de optimización puede ser 415°C para evitar enfriar el reactor y cuando la carga sea mayor, un objetivo de 412°C para evitar la alarma de temperatura a los 630°C
- Se puede mejorar las respuestas del controlador añadiendo modelos para las interacciones del lazo TIC4520 con la temperatura de entrada del paso 1 y del lazo TIC4537 con la temperatura de entrada del paso 4. Esto permitiría eliminar el estimador de estados del cuarto paso reduciendo así la variabilidad.
- Mejorar la sintonía del delta de temperatura del segundo paso para que pueda ser activada en el APC.
- En etapas posteriores se puede utilizar como objetivo global de maximización la eficiencia de captación de SO_2 , lo que permitirá minimizar las emisiones de la planta.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10 - ANEXOS

10.1 - Arquitectura EPKS – Fundición Chagres

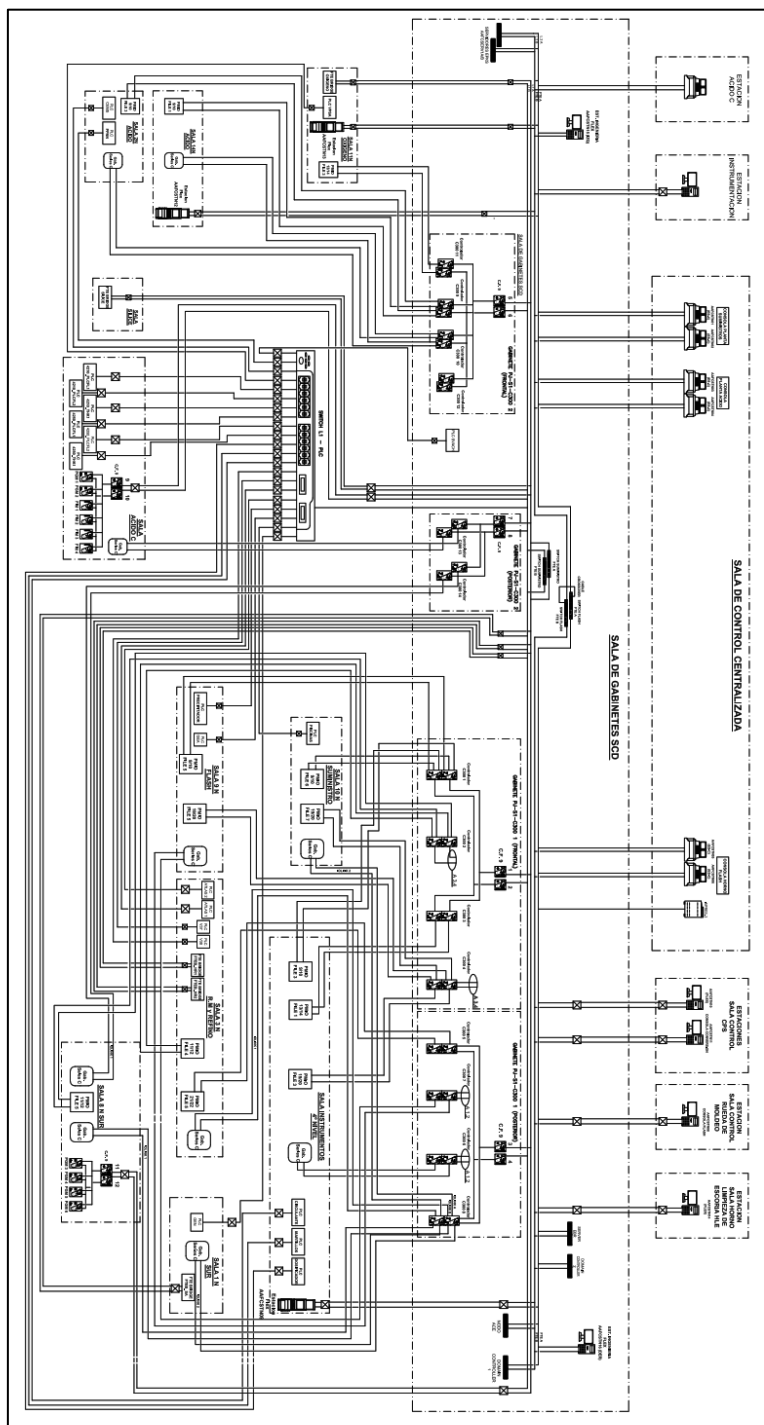


Figura 10-1: Plano 0550-IN-004 Arquitectura EPKS, Rev. 2-7-2021 [5].

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.2 - Diagrama general circuito de gases zona de contacto

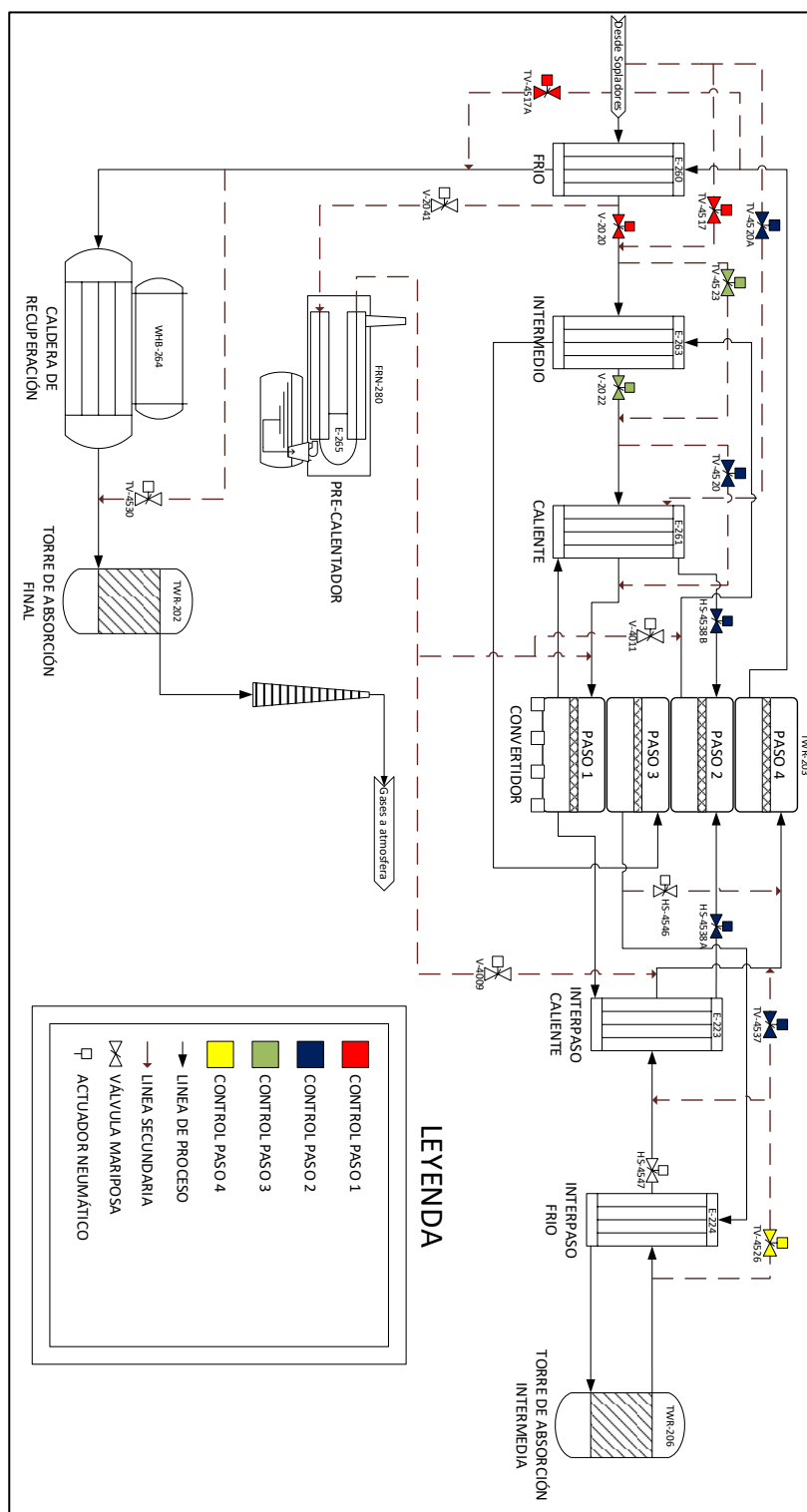


Figura 10-2: Diagrama zona de contacto, gases. Planta de Ácido Sulfúrico.

10.3 - Extracción de datos de proceso

Para realizar la identificación de modelos se requiere de datos de las variables implicadas en un mismo periodo de tiempo, por lo que se extrae información de las variables a partir de la base de datos almacenada del proceso.

Para la extracción se usa el complemento para Excel, *PI DataLink*. Este complemento es parte del conjunto de soluciones proporcionadas por la empresa OSIsoft en su PI System.

Este complemento utiliza el lenguaje de programación *Visual Basic for Application* (VBA), que es el lenguaje que incorpora nativamente Excel en su versión de escritorio. A través de VBA el complemento requiere información de los servidores y realiza aproximaciones o cálculos de ser requerido antes de presentar la información en tablas.

A continuación, se presenta el paso a paso de obtención de datos:

A) Realizar planilla Base

El complemento dependiendo del requerimiento, solicita rellenar distintos campos. Para facilitar la escritura en la herramienta se confecciona una planilla base en Excel que aloje lo solicitado como se presenta en la Figura 10-3.

Star Time corresponde al inicio del muestreo de datos, *End Time* al final del muestreo, *Time Interval* es cada cuanto se requiere el muestreo, el programa realiza una interpolación entre los datos más cercanos en la base de datos para cada requerimiento.

La fila número 6 aloja el encabezado de la tabla que entregara los datos requeridos por la herramienta. La columna *Data Time* alojara la fecha y la hora del dato entregado para los diferentes TAGs. Los encabezados siguientes con nombres TAG1 – TAG4 deben ser reemplazados por los TAGs que se requerirán, en estas columnas se entregara la información de las variables.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

B7						
	A	B	C	D	E	F
1						
2		STAR TIME	9/3/2021 00:00			
3		END TIME	9/6/2021 00:00			
4		TIME INTERVAL	2m			
5						
6		DATE TIME	TAG1	TAG2	TAG3	TAG4
7						
8						
9						
10						
11						

Figura 10-3: Planilla base PI DataLink.

B) Configurar herramienta

Para acceder y configurar la herramienta se debe entrar a la pestaña del complemento en la cinta de opciones, esto nos desplegara las opciones de extracción de información. Para el caso en concreto se requerirá información cada 2 minutos, ya que los datos deben ser equidistantes entre sí para realizar la posterior identificación.

Por lo antes mencionado se selecciona la opción *Sampled Data* ya que es la única que nos permite extraer información para un tiempo fijo de muestreo, interpolando los distintos valores alojados en el servidor. Las demás opciones entregan información para el minuto en que fueron almacenados en el servidor.

Tras seleccionar la opción, se abrirá un cuadro de configuración a la derecha de la hoja de cálculo, donde se rellena cada recuadro requerido con la referencia absoluta a la hoja de cálculo. En la parte final del cuadro de configuración se encuentra para seleccionar la celda de salida donde empezara a copiar la información extraída. Lo antes mencionado se ejemplifica en la Figura 10-4 y Figura 10-5

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

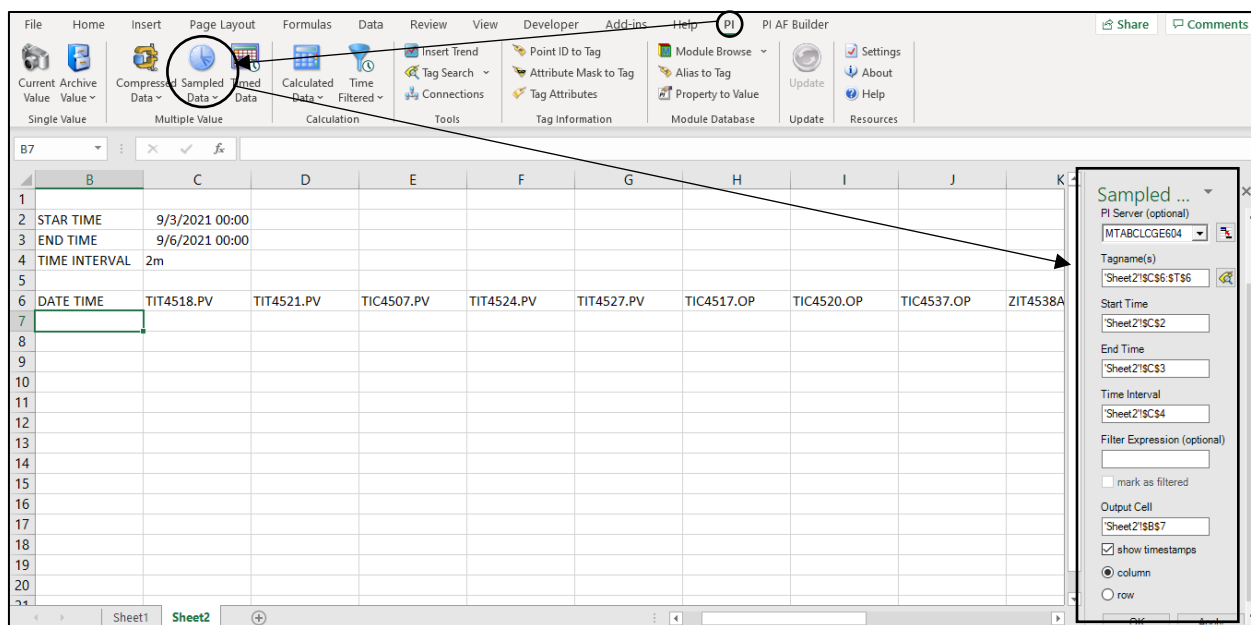


Figura 10-4 Pasos de Configuración de herramienta. Sampled Data.

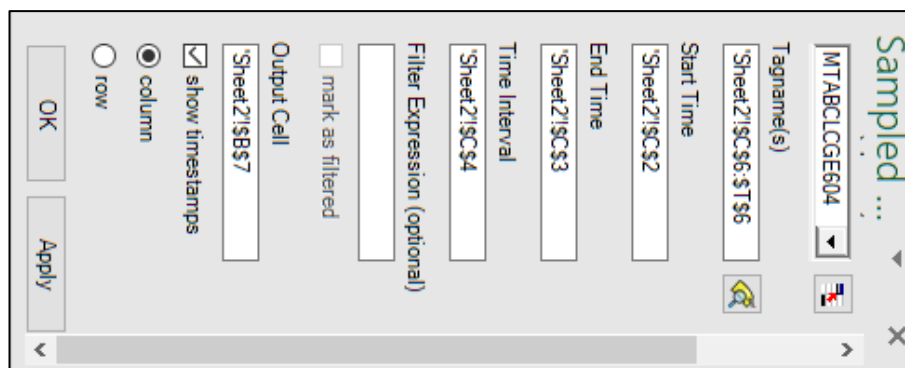


Figura 10-5: Cuadro de configuración, Sampled Data.

C) Obtención de datos

En el cuadro de configuración al presionar el botón “OK” la herramienta empezara a realizar los requerimientos al servidor para copiar la información solicitada.

Una vez extraída la información, el rango de datos queda como una función matricial creada por el complemento mediante VBA. Por lo que es necesario copiar la base de datos completa y utilizar el pegado especial de Excel para pegar como valores no flotantes todos los datos.

Lo antes mencionado se ejemplifica en las siguientes figuras:

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

B7							
	A	B	C	D	E	F	G
1							
2		STAR TIME	9/3/2021 00:00				
3		END TIME	9/6/2021 00:00				
4		TIME INTERVAL	2m				
5							
6		DATE TIME	TIT4518.PV	TIT4521.PV	TIC4507.PV	TIT4524.PV	TIT4527.PV
7		09-mar-21 00:00:00	405.9893188	429.6203003	-1.491280079	438.8267212	410.8501587
8		09-mar-21 00:02:00	405.9969482	429.1368103	-1.501062512	437.9513245	408.54245
9		09-mar-21 00:04:00	406.9472351	428.99646	-1.38168025	439.1915283	408.9598389
10		09-mar-21 00:06:00	409.1064453	429.5801086	-1.03566134	441.7821045	409.8356628

Figura 10-6: Función Matricial, Sampled Data.

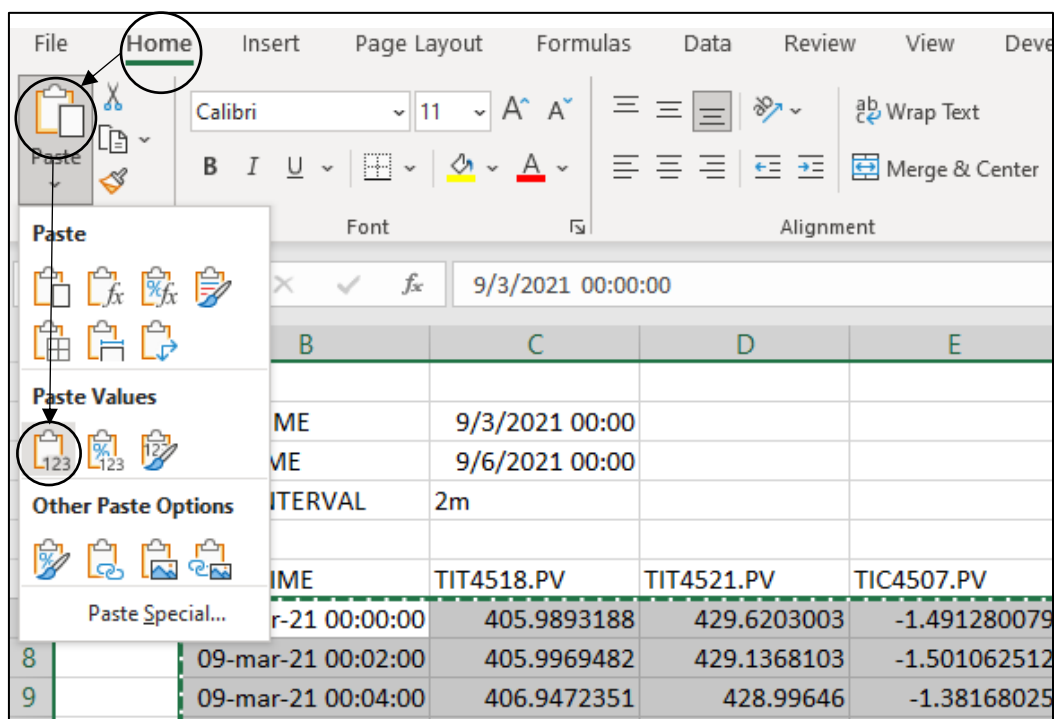


Figura 10-7: Pegado especial como valores, Excel.

D) Generación de archivo para exportación

Para cargar la base de datos al software de identificación, se necesita un archivo de texto separado por tabulaciones (".txt"), por lo que se debe confeccionar la planilla para ser guardada en dicho formato.

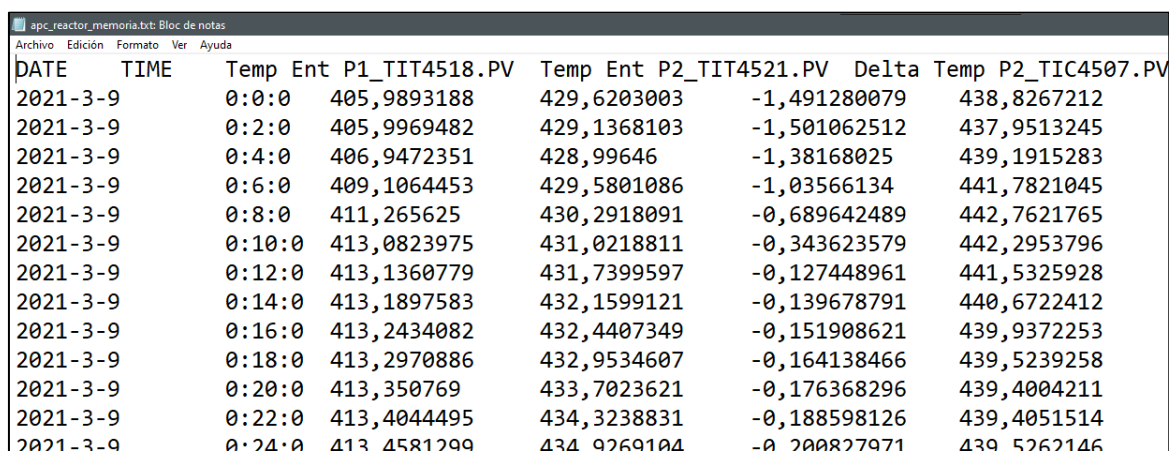
CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Se requiere que en la primera fila de la planilla se encuentren los títulos, y en las filas siguientes los datos, además se agrega un identificador al nombre de cada TAG, para facilitar su visualización y orden en el software posterior.

La planilla es presentada en la Figura 10-8 y su estructura tras su guardado en la Figura 10-9.

	A	B	C	D	E	F
1	DATE	TIME	Temp Ent P1_TIT4518.PV	Temp Ent P2_TIT4521.PV	Delta Temp P2_TIC4507.PV	Temp Ent P3_TIT4524.PV
2	2021-3-9	0:0:0	405,9893188	429,6203003	-1,491280079	438,8267212
3	2021-3-9	0:2:0	405,9969482	429,1368103	-1,501062512	437,9513245
4	2021-3-9	0:4:0	406,9472351	428,99646	-1,38168025	439,1915283
5	2021-3-9	0:6:0	409,1064453	429,5801086	-1,03566134	441,7821045
6	2021-3-9	0:8:0	411,265625	430,2918091	-0,689642489	442,7621765
7	2021-3-9	0:10:0	413,0823975	431,0218811	-0,343623579	442,2953796
8	2021-3-9	0:12:0	413,1360779	431,7399597	-0,127448961	441,5325928
9	2021-3-9	0:14:0	413,1897583	432,1599121	-0,139678791	440,6722412
10	2021-3-9	0:16:0	413,2434082	432,4407349	-0,151908621	439,9372253
11	2021-3-9	0:18:0	413,2970886	432,9534607	-0,164138466	439,5239258
12	2021-3-9	0:20:0	413,350769	433,7023621	-0,176368296	439,4004211
13	2021-3-9	0:22:0	413,4044495	434,3238831	-0,188598126	439,4051514
14	2021-3-9	0:24:0	413,4581299	434,9269104	-0,200827971	439,5262146
15	2021-3-9	0:26:0	413,5118103	435,4758301	-0,213057801	439,6315308
16	2021-3-9	0:28:0	413,5654602	436,0726624	-0,225287631	439,9025269
17	2021-3-9	0:30:0	413,6191406	436,5639954	-0,237517461	440,3041687
18	2021-3-9	0:32:0	413,672821	436,875946	-0,249747306	440,752655
19	2021-3-9	0:34:0	413,7265015	437,3425293	-0,261977136	441,1469421
20	2021-3-9	0:36:0	413,7801819	437,7669373	-0,274206966	441,584137
21	2021-3-9	0:38:0	413,8338318	438,0813293	-0,286436796	442,0177307
22	2021-3-9	0:40:0	413,8875122	438,3226318	-0,298666626	442,3448486
23	2021-3-9	0:42:0	413,9411926	438,4976501	-0,310896486	442,3786316
24	2021-3-9	0:44:0	413,994873	438,5689697	-0,323126316	442,0585022
25	2021-3-9	0:46:0	414,0485535	438,4324036	-0,335356146	441,4682007
26	2021-3-9	0:48:0	414,1022339	438,0465698	-0,347585976	440,6977539
27	2021-3-9	0:50:0	414,1558838	437,8072815	-0,359815806	440,0024414

Figura 10-8: Planilla generación txt.



DATE	TIME	Temp Ent P1_TIT4518.PV	Temp Ent P2_TIT4521.PV	Delta Temp P2_TIC4507.PV	Temp Ent P3_TIT4524.PV
2021-3-9	0:0:0	405,9893188	429,6203003	-1,491280079	438,8267212
2021-3-9	0:2:0	405,9969482	429,1368103	-1,501062512	437,9513245
2021-3-9	0:4:0	406,9472351	428,99646	-1,38168025	439,1915283
2021-3-9	0:6:0	409,1064453	429,5801086	-1,03566134	441,7821045
2021-3-9	0:8:0	411,265625	430,2918091	-0,689642489	442,7621765
2021-3-9	0:10:0	413,0823975	431,0218811	-0,343623579	442,2953796
2021-3-9	0:12:0	413,1360779	431,7399597	-0,127448961	441,5325928
2021-3-9	0:14:0	413,1897583	432,1599121	-0,139678791	440,6722412
2021-3-9	0:16:0	413,2434082	432,4407349	-0,151908621	439,9372253
2021-3-9	0:18:0	413,2970886	432,9534607	-0,164138466	439,5239258
2021-3-9	0:20:0	413,350769	433,7023621	-0,176368296	439,4004211
2021-3-9	0:22:0	413,4044495	434,3238831	-0,188598126	439,4051514
2021-3-9	0:24:0	413,4581299	434,9269104	-0,200827971	439,5262146

Figura 10-9: Archivo txt.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.4 - Identificación de modelos en APCES

La herramienta utilizada en la identificación corresponde a *Honeywell Forge APC Engineering Studio®* (APCES) del conjunto de soluciones *Honeywell Forge APC Release 510®*.

En un inicio la identificación de modelos es realizada en las máquinas virtuales de la empresa Honeywell, las cuales cuentan con todos los programas necesarios para la confección del controlador. Posteriormente una vez habilitado el servidor que almacenara el controlador en planta, la identificación de modelos y construcción de nuevos controladores puede ser realizada directamente en la operación.

A) Creación de plataforma APCES

El primer paso es la creación del proyecto, la plataforma funciona a través de aplicaciones que son sumadas al proyecto creado. Al abrir el programa se presenta la ventana de la Figura 10-10.

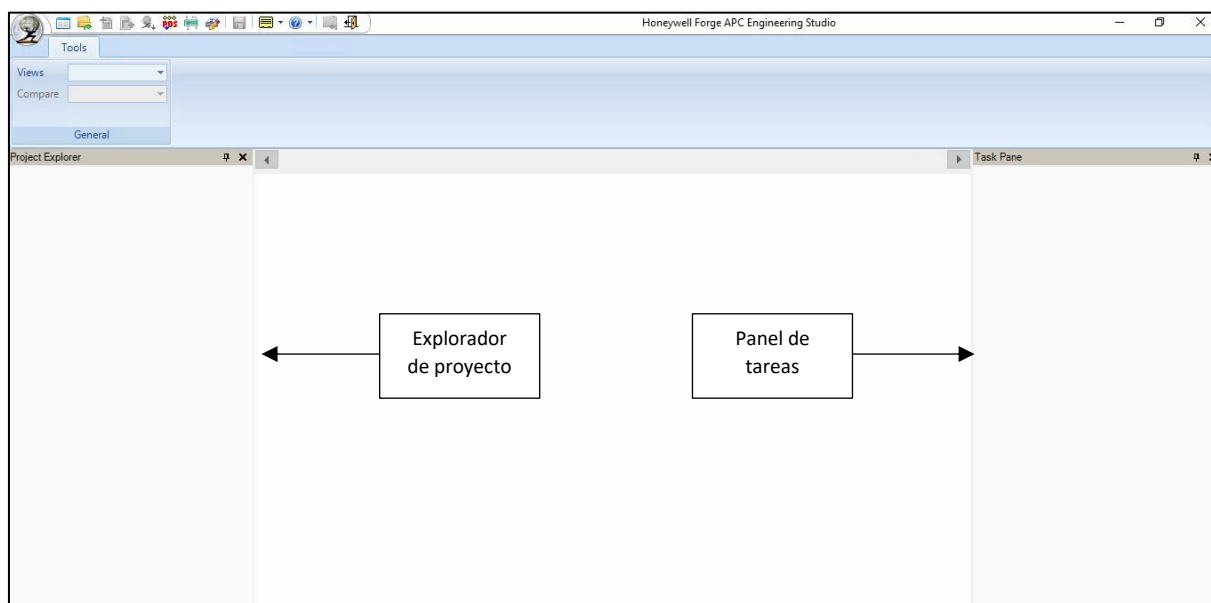


Figura 10-10: Ventana Principal APCES.

En esta ventana en la parte superior izquierda se encontrarán las opciones para creación o apertura de archivos las cuales se despliegan al presionar el logo del programa. Estas opciones son presentadas en la Figura 10-11.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

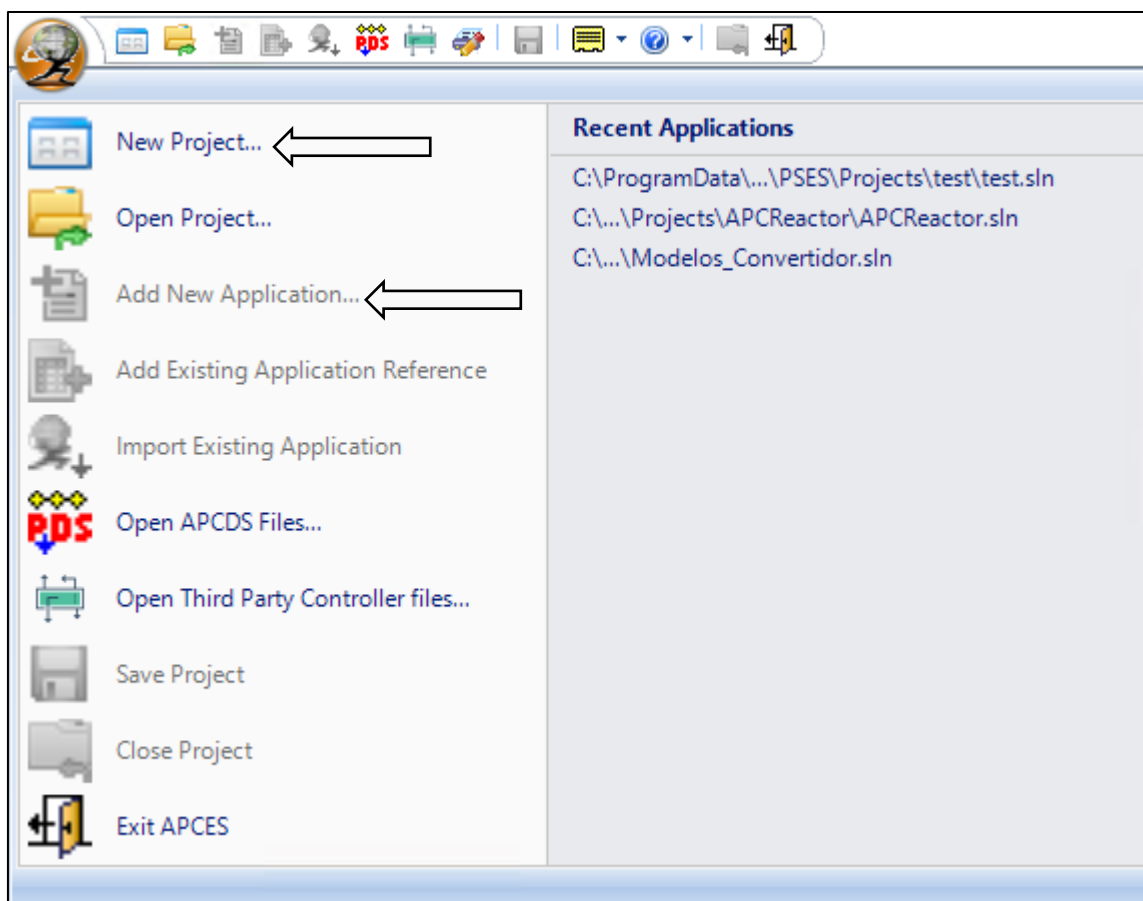


Figura 10-11: Opciones de archivo APCEs.

Las opciones desplegadas permiten iniciar un nuevo proyecto, abrir uno anterior, añadir aplicaciones al proyecto ya creado, utilizar herramientas de otros programas del entorno *Honeywell Forge APC* o incorporar herramientas de terceros. En el lado derecho de la figura se presentan las aplicaciones trabajadas recientemente.

Al presionar el botón “*New Project...*” se desplegará la ventana de la Figura 10-12. El proyecto al ser creado permite incorporar inmediatamente una aplicación. Para comenzar se elegirá el *Templates Data Warehouse*, esta aplicación permite importar datos a partir de un servidor OPC o de un archivo de datos.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

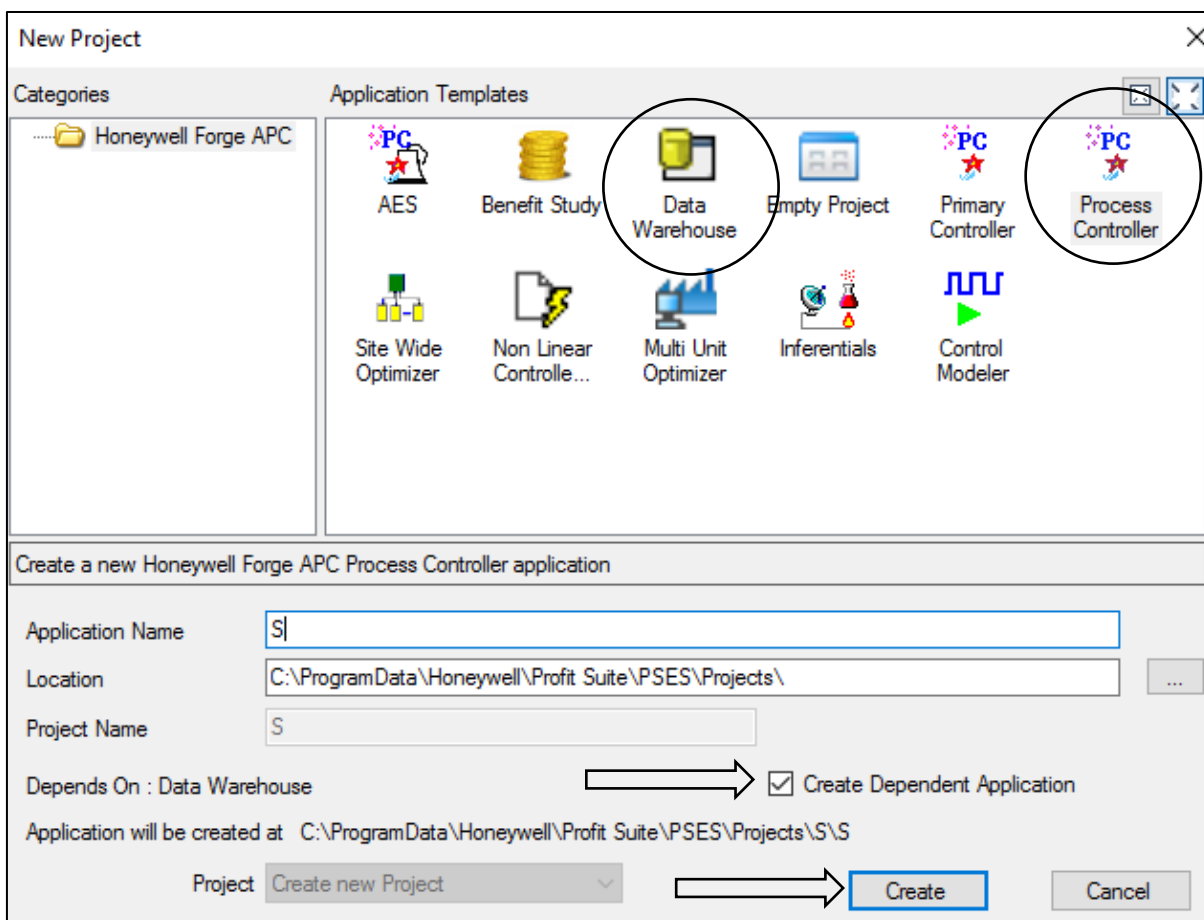


Figura 10-12: Ventana de elección de aplicaciones, APCEs.

Tras seleccionar el *Template*, se nombra a la aplicación y se da al botón “*Create*” para crear el proyecto. El nombre utilizado para la aplicación será el mismo usado para el proyecto.

Se debe incorporar una segunda aplicación del tipo *Process Controller*. Esta aplicación será la encargada de realizar la identificación de los modelos.

Para incorporar esta nueva aplicación se vuelve a abrir el menú de la Figura 10-11, seleccionando “*Add New Application...*”, se abrirá nuevamente la ventana de la Figura 10-12, donde se selecciona la aplicación requerida. Al seleccionar la opción “*Create Dependent Application*” se creará una dependencia a la aplicación anteriormente creada, lo que permitirá usar los datos importados en las demás aplicaciones.

El explorador del proyecto se presenta en la parte izquierda de la pantalla principal, el cual tras crear las dos aplicaciones se despliega como en la Figura 10-13.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

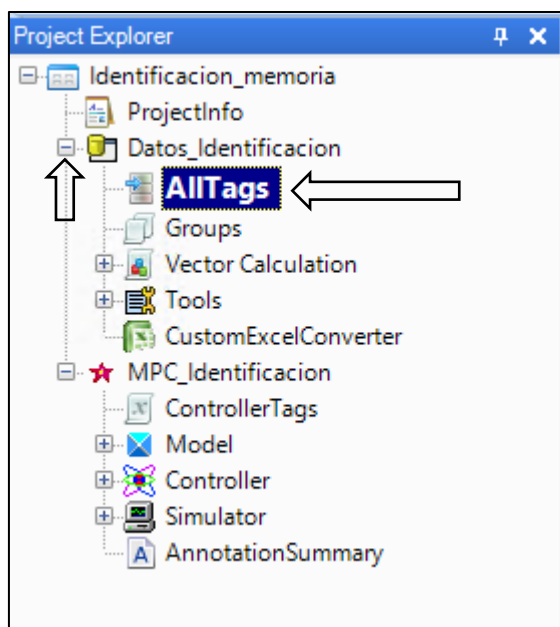


Figura 10-13: Explorador de proyecto, APES.

A continuación, se debe conectar al proyecto con la data a analizar, en este caso se utiliza el archivo configurado en el **Anexo 10.3 -D) Generación de archivo para exportación**.

Para importar el archivo se debe realizar doble click en “AllTags” de la aplicación *Data Warehouse*, que se encuentra en el explorador del proyecto, señalado en la Figura 10-13.

A la derecha de la pantalla principal se abrirá el panel de tareas, el cual varía según las herramientas de la aplicación a utilizar, en este caso se presenta como en la Figura 10-14.

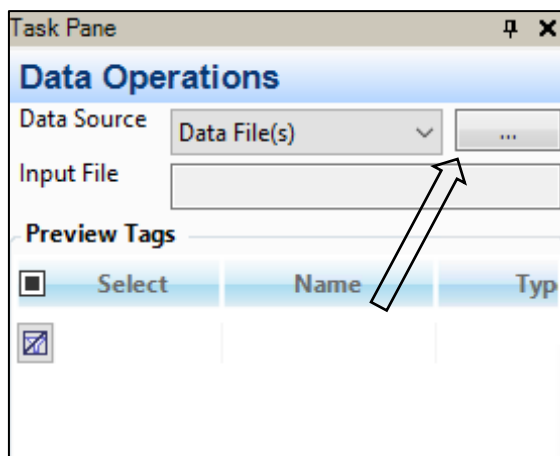


Figura 10-14. Panel de tareas Data Warehouse, APES.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

En *Data Source*, se debe seleccionar la fuente de los datos, en este caso *Data File(s)*, luego para seleccionar la ruta donde se encuentra el archivo se debe presionar el botón con los tres puntos en él, abriendo el explorador de archivos de Windows, donde se selecciona el archivo a importar. Esto se presenta en la Figura 10-15.

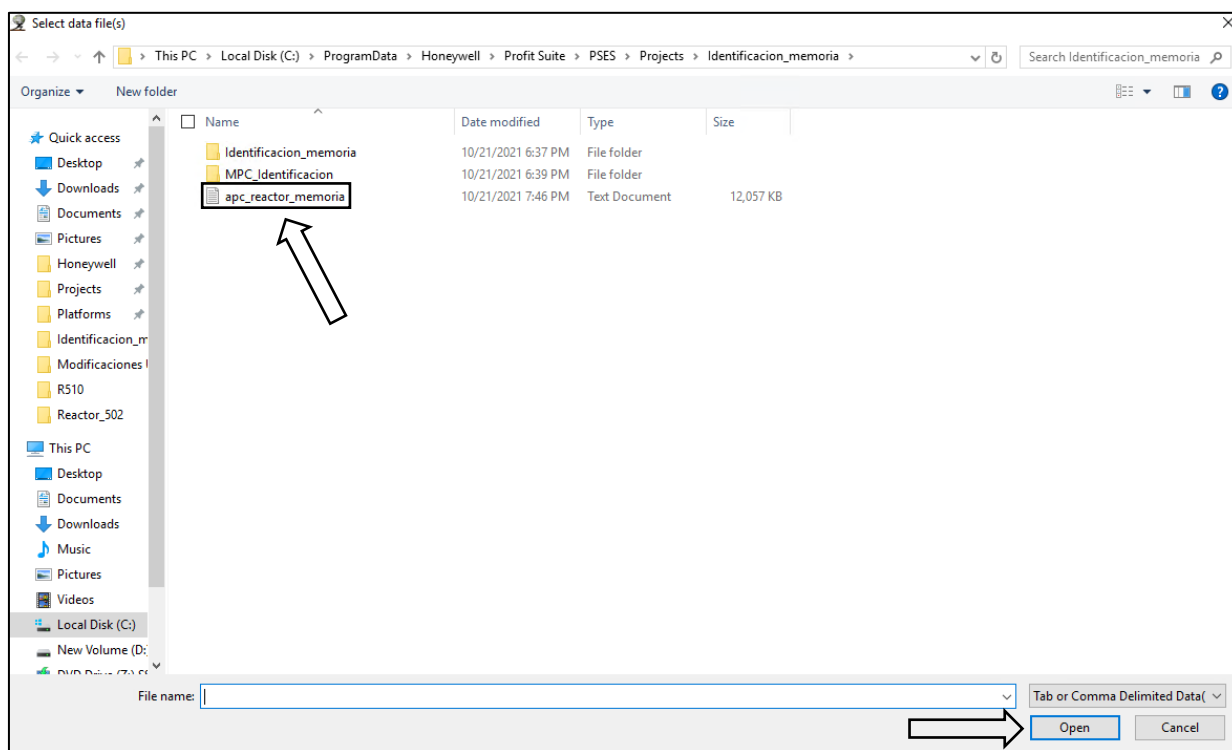


Figura 10-15: Selección de archivo, APCEs.

Si el archivo es cargado correctamente se notificará en la sección de mensajes de la pantalla principal, así como la carga de las distintas variables. En la Figura 10-16 se presentan los mensajes cargados en la pantalla principal.

En el panel de tareas aparecerán las variables válidas, aquí se pueden seleccionar las variables que se desean cargar al sistema. Esto es presentado en la Figura 10-17.

Las variables son cargadas bajo el nombre asignado en el archivo de importación, se puede acceder en el panel de tareas a una visualización previa de los datos importados.

Una vez seleccionadas las variables a importar se presiona el botón “*Import Selected Tags*”, lo cual desplegará una ventana de confirmación, la cual se muestra en la Figura 10-18.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS



Figura 10-16: Mensajes de carga de archivo, APES.

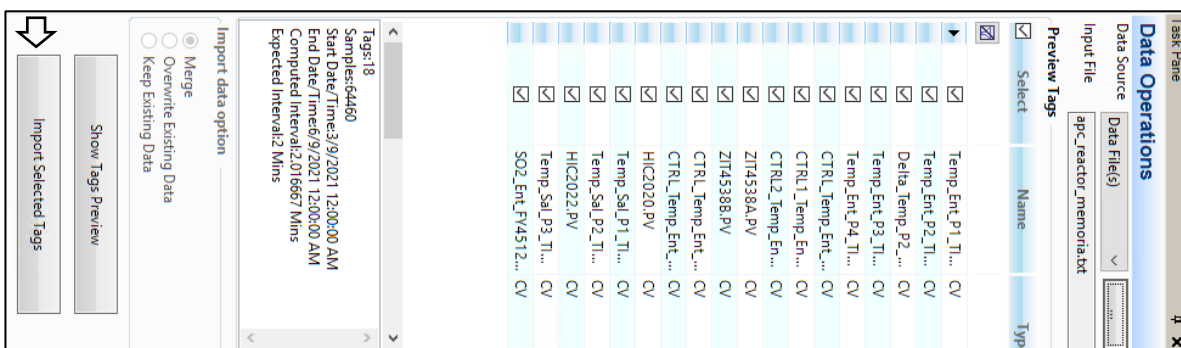


Figura 10-17: Variables a cargar, APES.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Import Confirmation

Data seems to be Continuous data.

Import As?

☒ Continuous

☐ Discrete

If warranted, small irregularities in timestamps will be corrected to get data uniformly spaced in time and also aligned with other tags of same interval.

Interval

☒ Expected Interval 2 Mins

☐ Computed Interval 2.02245 Mins

☐ Use Interval 2 Mins

OK

Cancel

Figura 10-18: Ventana de confirmación de importación, APCES.

En la pantalla de confirmación de importación se pregunta cómo se desea importar los datos, en este caso se cuenta con una base de datos continua con un intervalo de 2 minutos. Seleccionadas las opciones acorde a la base de datos se presiona el botón “OK” para realizar la importación.

Terminada la importación se habilitan las demás pestañas de trabajo de la aplicación *Data Warehouse*, apareciendo en la pantalla principal del programa, como se presenta en la Figura 10-19.

Descriptive View Single-Graph Data View Scatter Matrix View Log-Log View Semi-Log View Messages										
Drag a column header here to group by that column.										
Item	Name	Type	Interval	Point	Param	Class	Notes	Description	Units	
CV1	Temp_Ent_P1_TIT4518.PV	CV	2	Temp Ent P1_TL	PV	Var				
CV2	Temp_Ent_P2_TIT4521.PV	CV	2	Temp Ent P2_TL	PV	Var				
CV3	Delta_Temp_P2_TIC4507.PV	CV	2	Delta Temp P2_	PV	Var				
CV4	Temp_Ent_P3_TIT4524.PV	CV	2	Temp Ent P3_TL	PV	Var				
CV5	Temp_Ent_P4_TIT4527.PV	CV	2	Temp Ent P4_TL	PV	Var				
MV1	CTRL_Temp_Ent_P1_TIC4517.OP	MV	2	CTRL_Temp Ent.	OP	Var				
MV2	CTRL1_Temp_Ent_P2_TIC4520.OP	MV	2	CTRL1_Temp E.	OP	Var				
MV3	CTRL2_Temp_Ent_P2_TIC4537.OP	MV	2	CTRL2_Temp E.	OP	Var				
MV4	ZIT4538A.PV	MV	2	ZIT4538A	OP	Var				
MV5	ZIT4538B.PV	MV	2	ZIT4538B	OP	Var				
MV6	CTRL_Temp_Ent_P3_TIC4523.OP	MV	2	CTRL_Temp Ent.	OP	Var				
MV7	CTRL_Temp_Ent_P4_TIC4526.OP	MV	2	CTRL_Temp Ent.	OP	Var				
DV1	HIC2020.PV	DV	2	HIC2020	PVS	Var				
DV2	Temp_Sal_P1_TIT4519A.PV	DV	2	Temp Sal P1_TL	PV	Var				
DV3	Temp_Sal_P2_TIT4522.PV	DV	2	Temp Sal P2_TL	PV	Var				
DV4	HIC2022.PV	DV	2	HIC2022	PV	Var				
DV5	Temp_Sal_P3_TIT4525.PV	DV	2	Temp Sal P3_TL	PV	Var				
DV6	SO2_Ent_FY4512.PV	DV	2	SO2 Ent_FY4512	PV	Var				

Figura 10-19: Pestañas de trabajo de datos importados, APCES.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

En la pestaña “*Descriptive View*” aparecerán las variables cargadas a la plataforma, en esta pestaña se pueden modificar los nombres de las variables y asignar propiedades. Aquí se asigna el tipo de variable, como CV, MV o DV.

B) Creación de modelos

Una vez importados y configurados los datos dentro de la plataforma se utiliza la aplicación *Process Controller* para realizar la identificación de modelos.

Para esto se deben crear las sub aplicaciones *ModelID* seleccionando con el botón derecho del ratón en el explorador del proyecto, en la rama *ModelID*. Esto desplegará una ventana donde se podrá crear el modelo de identificación. En la Figura 10-20 se muestra lo antes mencionado (a), así como los modelos creados (b). Se crearon 4 modelos de identificación, uno para cada paso del reactor.

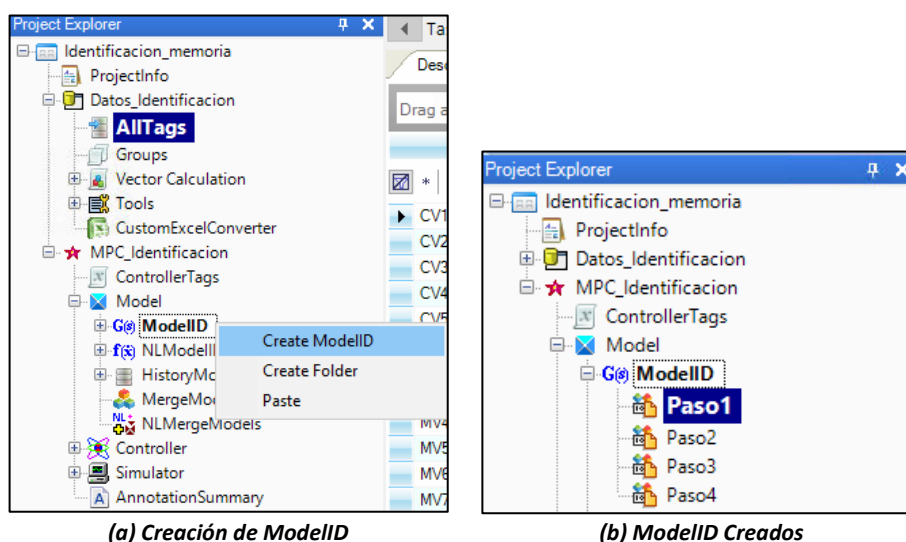


Figura 10-20: Creación de modelos de identificación, APES.

Para abrir las herramientas de identificación se debe presionar dos veces el *ModelID* que se desea trabajar, esto abrirá la pantalla de selección de variables para el modelo. Para seleccionar las variables, estas deben ser arrastradas desde el panel de tareas hacia la zona central como se ilustra en la Figura 10-21.

Además, la Figura 10-21 presenta la configuración de variables para el paso 1.

Los *ModelID* de cada paso son cargados con las variables presentadas en la Tabla 6-4.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

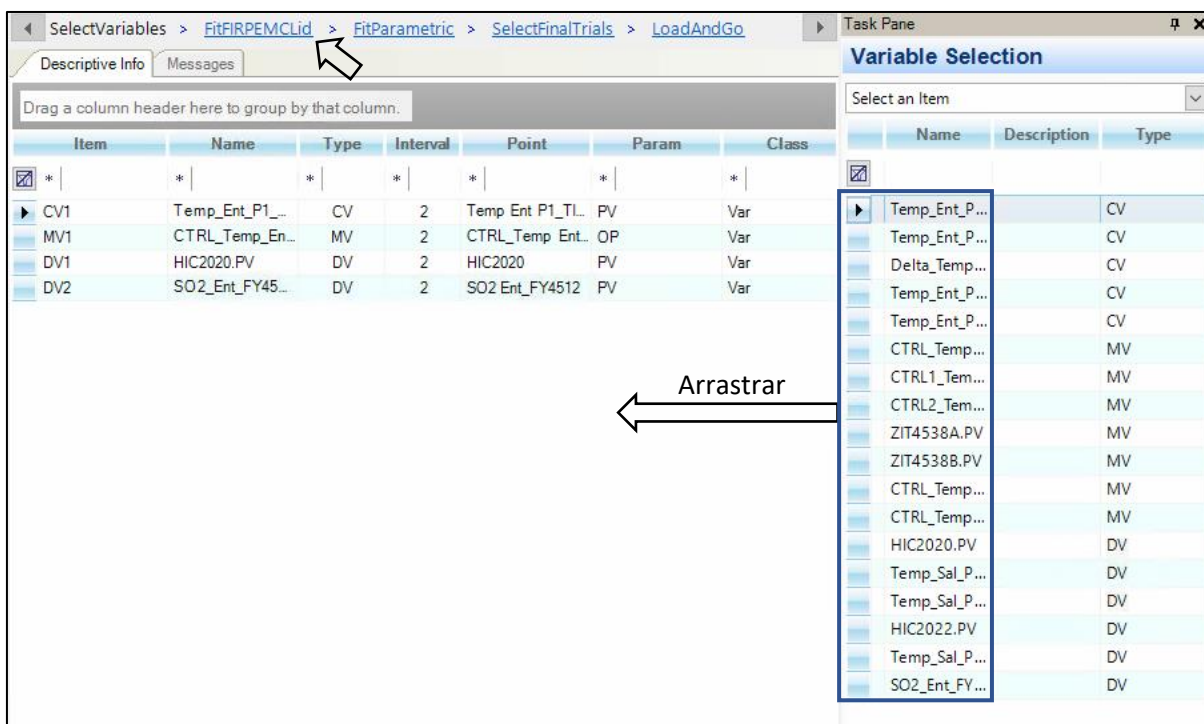


Figura 10-21: Selección de variables ModelID, APES.

Para detallar los pasos siguientes se tomará el *ModelID* del paso 1. Para desplegar las herramientas de ajuste de modelos se debe presionar en la parte superior de la pantalla principal, “FitFIRPEMCLid”, señalado en la figura anterior, abriendo en la pantalla principal las opciones de la Figura 10-22.

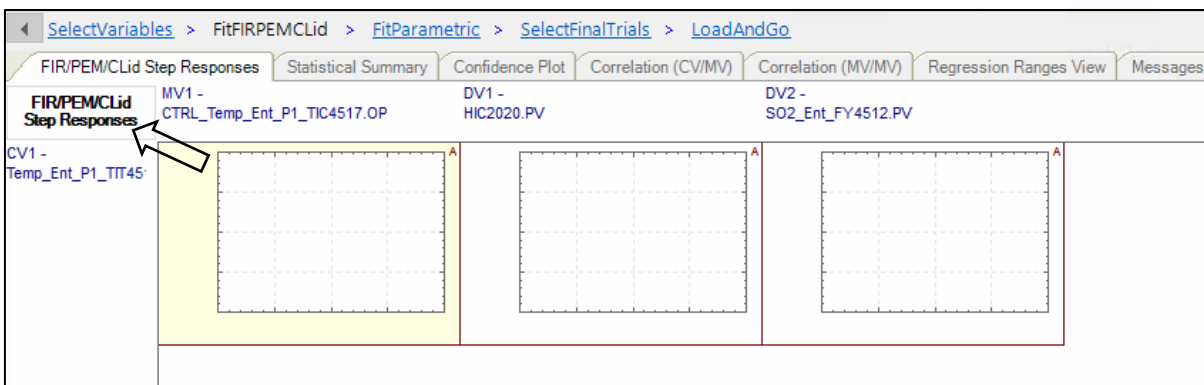


Figura 10-22: Herramientas de ajuste de modelo. APES.

La matriz que se presenta en la figura corresponde a las variables de entrada y salida del modelo, estando las variables de salida en la parte izquierda y las de entrada en la superior. La intercepción de columnas y filas serán los modelos identificados para cada par de variables.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

El paso siguiente corresponde a la configuración del modelo de ajuste a utilizar, así como la relación entre las variables.

Para seleccionar los modelos, basta con realizar click en ellos, cambiando su color a negro, para seleccionar una fila se puede presionar la variable de salida de la fila, o para una columna la variable de entrada, si se desea seleccionar todas las variables se puede presionar la parte superior izquierda de la matriz, señalada en la figura anterior.

Una vez seleccionados los modelos, en el panel de tareas de esta herramienta, aparecerán las opciones presentadas en la Figura 10-23 (a), la primera opción es la elección del algoritmo de identificación, teniendo las opciones de utilizar un algoritmo FIR, PEM o CLID. En la parte inferior de la ventana se encuentran las opciones señaladas, que permiten en la Figura 10-23 (b) y (c) elegir las configuraciones generales e individuales para cada modelo respectivamente. En caso de que dos variables no presenten relación o no se necesite determinar el modelo asociado, se activa la opción *Null Sub-Process*. Si ya se han realizado identificaciones anteriormente y se desea mantener un modelo determinado, pero identificar los demás con una muestra distinta de datos, se puede activar la opción *Lock Sub-Process*. En este caso no se marca ninguna de las opciones y se da “OK” en ambos cuadros de dialogo.

Por último, en la Figura 10-23 (d) se encuentran los datos importados para las variables a analizar, en la figura, las franjas de color oscurecido son intervalos de tiempos no considerados en la identificación, para seleccionarlos, en el eje del tiempo se puede mantener presionado el click primario y arrastrar hasta completar la zona que se desea eliminar, una vez seleccionado, en la parte superior se usa el botón “Mark NaN”. Para desmarcarlo se puede realizar el mismo procedimiento, pero presionando al final el botón “Unmark NaN”. Esta herramienta permite ignorar datos anómalos para el proceso, por ejemplo, en este caso se han ignorado los correspondientes a mantenciones de planta o flujos bajos de SO₂, momento en que la planta requiere sustento térmico del precalentador.

Por otro lado, la limpieza de los datos importados se puede realizar eliminando completamente las zonas seleccionadas, eligiendo si se desea que estas zonas queden en blanco (como en el caso anterior), interpolar la zona eliminada entre los puntos de frontera de la eliminación o asignar un valor fijo.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

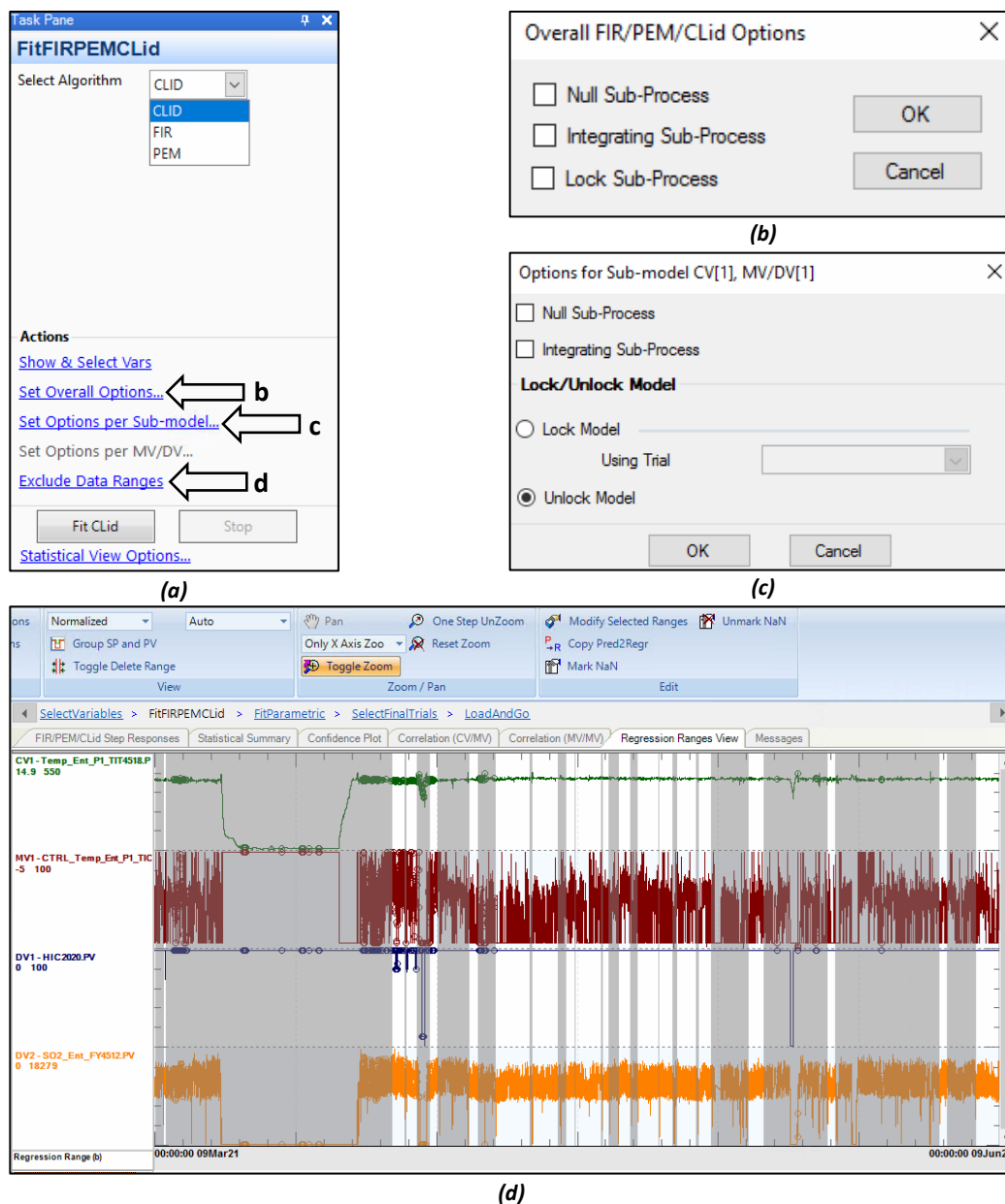


Figura 10-23: Configuración de identificación, ModelID.

Una vez realizada la configuración se presiona en el panel de tareas con el algoritmo CLID seleccionado el botón “Fit Clid” para que el algoritmo comience con la identificación. Realizar esta acción activara la pestaña de mensajes la cual registrara los avances y alertas del algoritmo, así como los resultados de los distintos modelos de identificación utilizados. Los mensajes de la consola son presentados en el **Anexo 10.5 -Mensajes consola ModelID**.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

El algoritmo asume que la identificación es realizada en lazo abierto (sin perturbaciones de otros lazos de control), pero los datos utilizados son en lazo cerrado, dado que no se cuenta con un ambiente controlado ya que la planta se encuentra funcionando continuamente, por lo que la identificación de modelos podría no encontrar un modelo utilizable para control.

Por esto se realiza una primera identificación preliminar, ya que de encontrarse un modelo válido para control se puede bajar la relevancia de esa variable en las pruebas escalón, de esta manera se concentra el esfuerzo de las pruebas en las variables que requieren disminuir las interacciones de otros lazos.

El algoritmo para cada CV procederá a determinar el tiempo de retardo y evaluar si es posible la aplicación de los 4 modelos de identificación CLid utilizados por la herramienta, definidos en la **Sección 4.4.1-Identificación de modelos**, los cuales son:

- *High Order arlx Model (hIX)*
- *Intermediate Order Box – Jenkins Model (iBJ)*
- *Low Order Output Error Model (IPE)*
- *High Order ARX Preconditioning Model (hPX)*

En caso de que no se cumplan los requerimientos mínimos para generar el conjunto del modelo este es descartado para la identificación.

Los conjuntos formados son probados para cada MV/DV, eligiéndose el mejor de ellos para cada variable.

Por último, el algoritmo intenta reducir el orden de los modelos encontrados a su mínima expresión posible.

El algoritmo de identificación es presentado en la Figura 10-24. Si existe más de una CV para el *ModelID* evaluado, el algoritmo se ejecutará para cada CV.

Los modelos reducidos aparecerán en las demás pestañas de la herramienta de identificación donde se podrá obtener información estadística de los mismos.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

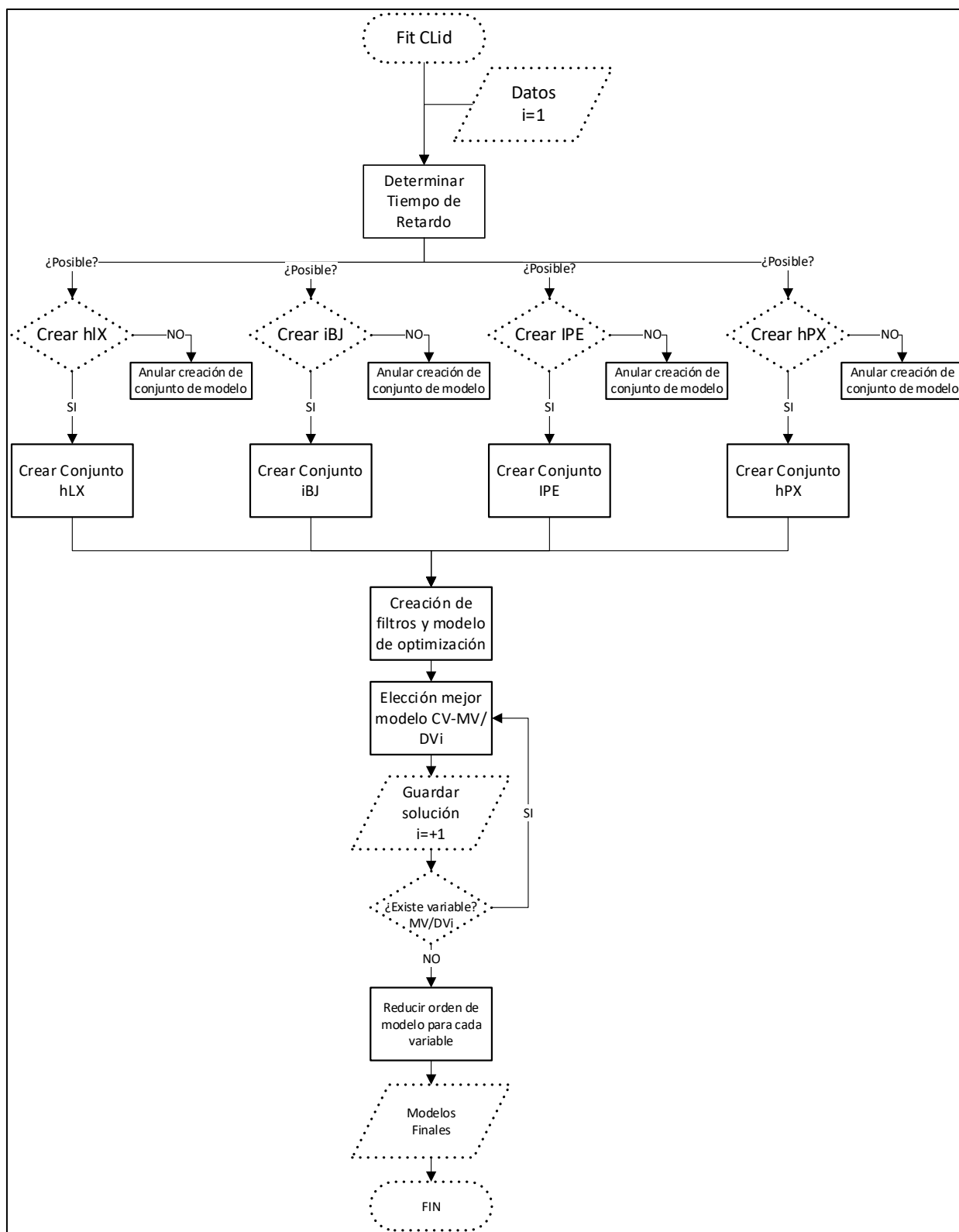


Figura 10-24: Algoritmo CLid para una CV, ModelID.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Los modelos identificados de forma preliminar para el paso 1 son presentados en la Figura 10-25 (a), y la dispersión de soluciones posibles, representada por el área sombreada, en la Figura 10-25 (b).

En el eje vertical se presenta la ganancia del modelo en las unidades de la CV/MV y en el eje horizontal el tiempo en minutos.

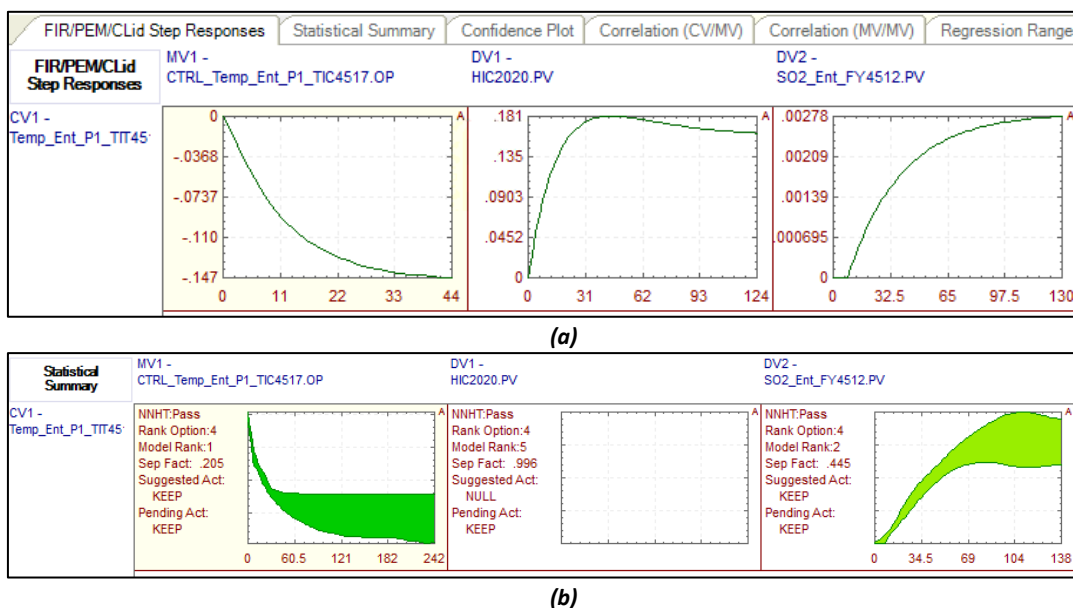


Figura 10-25: Modelos Identificados y dispersión de soluciones, ModelIID.

Para el modelo de la HIC2020.PV (válvula manipulada por operador consola), no se presentan más soluciones, esto es debido a que el modelo identificado es de ranking 5. Los datos utilizados contaban con una baja manipulación de esa válvula por lo que el algoritmo no logro realizar la identificación. Por otro lado, el modelo para la TIC4517.OP (control *by-pass*) es de ranking 1 y el del FY4512.PV (flujo de SO₂) es de ranking 2.

El programa sugiere si mantener o marcar nulo el modelo. En este caso se sugiere solo marcar como nulo el modelo de la HIC2020.PV.

Si el tiempo de asentamiento de alguna de las variables estuviera fuera de la realidad de planta o la ganancia no estuviera en el rango correcto, se puede acceder al menú de “FitParametric” donde se puede ajustar las diferentes variables del modelo. En este caso no se trabajará con la herramienta.

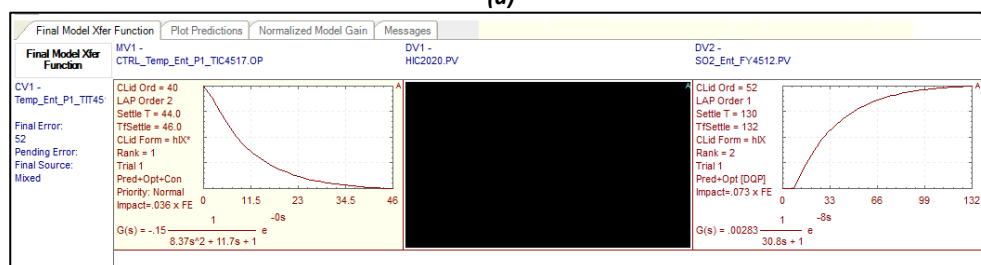
Para seleccionar los modelos finales se debe seleccionar el menú “SelectFinalTrials”

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

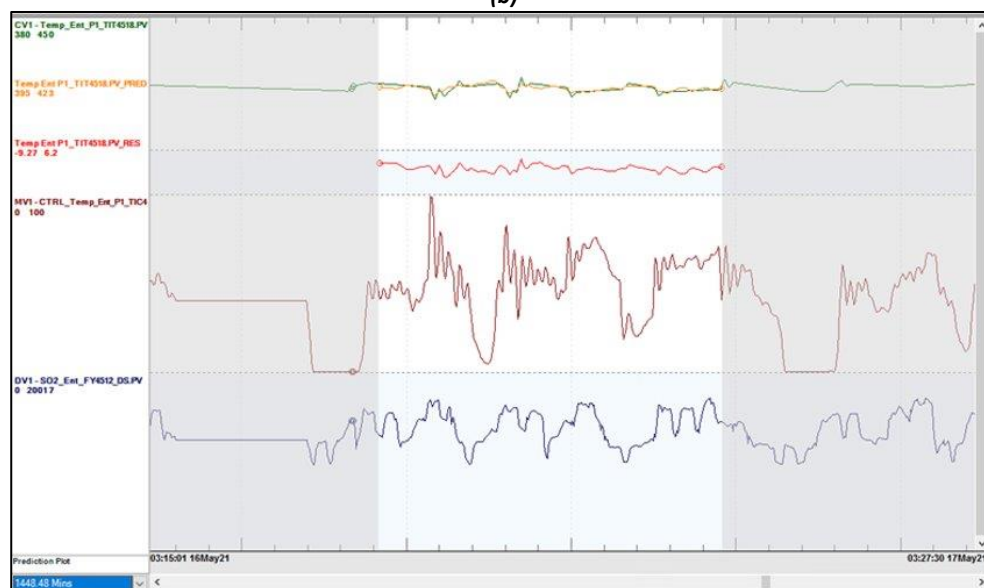
Esto desplegará el panel de tareas de esta sección donde se podrá seleccionar los modelos finales, esto se presenta en la Figura 10-26 (a).



(a)



(b)



(c)

Figura 10-26: Selección de modelos finales, ModelID.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Si se realizaron modificaciones a los modelos en el menú *“FitParametric”*, se presenta la opción de elegir el que tenga menor error, la mezcla entre todos los intentos, el seleccionado por el usuario, y el final que es el que este elegido en el momento, inicialmente esta opción se encuentra deshabilitada.

Una vez elegida la opción se presiona el botón *“Update Trials”*, señalado en la Figura 10-26 (a), esto cargara los modelos. Para poder analizar visualmente el ajuste a los datos del proceso, se presiona el botón *“Plot Predictions”* desplegando lo visualizado en la Figura 10-26 (c), si no se está conforme con la predicción se pueden modificar los modelos, o seleccionar otra muestra de datos y realizar nuevamente los pasos hasta este punto.

Una vez conforme, se presiona el botón *“Load Source to Final”*, validando en ese momento los modelos como finales, los cuales aparecerán como en la Figura 10-26 (b), con la función de transferencia que representa al modelo.

Para los modelos finales fue considerada nula la interacción de la válvula HIC2020 dado a su ranking 5.

El procedimiento realizado para el Paso 1 se repite para el resto de los pasos.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.5 - Mensajes consola ModelID

```

Start of residual calculations
All models for CV 1 are NULL ==> No prediction performed
End of residual calculations. ==> Delete progress window to return to selection view
Completed the task with 0 error(s) and 1 warning(s).
18:03:40 23Oct21
===== START OF CLid CALCULATIONS <=====
No dither signals found. Hence, CLid will be executed assuming MVs in open-loop

Beginning Data Setup for ID

***** Starting ID search for CV - 1 (Temp Ent P1_TIT4518.PV) *****

Starting Multivariable Delay Estimation
Low Order Delay found for input 3.
Delay Time = 8 Min. (4 intervals)
Multivariable Delay Estimation is complete

Building High Order arlx Model Sets
High Order arlx Model Sets Completed Successfully [Prefilter ==> (L = (1 - z^-1))]

Building Intermediate Order Box-Jenkins Model Sets
Intermediate Order Box-Jenkins Model Sets Completed Successfully

Building Low Order Pem Model Sets
Low Order Pem Model Sets Completed Successfully

Building High Order ARX Preconditioning Model
and subsequent reduced order Pem Model Sets
Prefiltered Pem Model Sets Completed Successfully

Building Band Pass, Mid Pass and High Pass Preconditioning Filters Based on Previous
Solution Sets and Subsequent Data Filtering
Multi Pass Filtering Complete

Building High Order Dlx (Differential Impulse) Filter Sets
High Order Dlx Filter Sets Completed Successfully

Performing intermediate arlx reduction prior to search
Completed intermediate reduction

Building Optimized Model Based on Successful Model Sets
Using Band Pass (MidPass) Preconditioning Filters

Checking for Model Structures with high feedback correlations
Feedback correlations (ule) detected for the following model structures:
Type iBJ for the following inputs:
Input: MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP)

Preliminary search indicates no improvement using Band Pass Filter.
Band Pass Preconditioning Filter has been disabled for subsequent search.

Search for the Model Structure with the lowest loss function
Model Set      Loss Function      SNR
hIX             .568288             0
iBJ             .634581             0
IPE             .552205             0
hPX             .578845             0

Search for Best Model Structure/Order/Rank Combination
Loss Function || SNR || Model Structure/Rank
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP)
.568288 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.625767 0 iBJ / Order = 5 / Rank = 3
.656821 0 IPE / Order = 3 / Rank = 5
.583493 0 hPX / Order = 40 / Rank = 3
.568288 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.567864 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.568120 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.568567 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.568288 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.595000 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.706401 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1
.564932 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1

MV/DV - 2 (HIC2020.PV)
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
iBJ / Order = 5 / Rank = 5
IPE / Order = 3 / Rank = 5
hPX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4
hIX / Order = 46 / Rank = 4

MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV)
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
hIX / Order = 52 / Rank = 2
iBJ / Order = 3 / Rank = 5
IPE / Order = 3 / Rank = 5
hPX / Order = 46 / Rank = 3

Best Model Structure/Order Combination
.568288 0 hIX* / Order = 40 / Rank = 1 hIX / Order = 46 / Rank = 4 hIX / Order = 52 / Rank = 2

Estimated Signal-to-Noise Ratios (SNR) for Best Model Structure/Order Combination
Overall SNR = 0 SNR(1,1) = 0 SNR(1,2) = 0 SNR(1,3) = 0

Optimized Model Completed Successfully

```

Figura 10-27: Consola ModelID Parte 1



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Beginning Model Reduction Step (zero frequency) Based on Optimized Solution

Beginning Model Reduction Step (zero frequency) Based on Optimized Solution
Akaike Search for Best Model Order

Reducing Model for input: MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP)

Input Variable Name Model Order Loss Function

MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Order = 1 Loss = -2.06347 2.59067
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Order = 2 Loss = -2.15789 2.01492
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Order = 3 Loss = -2.68303 .580914
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Order = 4 Loss = -3.3288 .12678
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Order = 5 Loss = -3.42816 .097299
MV/DV - 1 (CTRL_Temp Ent P1_TIC4517.OP) Final Order = 4 Nk = 1

Reducing Model for input: MV/DV - 2 (HIC2020.PV)

Input Variable Name Model Order Loss Function

MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 1 Loss = -1.43607 14.3922
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 2 Loss = -1.47549 12.8071
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 3 Loss = -1.63978 8.54566
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 4 Loss = -1.93276 4.23825
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 5 Loss = -1.94151 4.04288
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 6 Loss = -2.08578 2.82173
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 7 Loss = -2.07399 2.81978
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 8 Loss = -2.18537 2.12117
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 9 Loss = -2.29141 1.61466
MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Order = 10 Loss = -2.29466 1.55671

Failure during model reduction.

No models satisfy the termination criteria

Resorting to augmented reduction.

Augmented reduction of sub-model (CV - 1 (Temp Ent P1_TIT4518.PV) , MV/DV - 2 (HIC2020.PV))
Has completed successfully.

MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Final Order = 2 Nk = 1

Over parameterization detected. Attempting augmented reduction

MV/DV - 2 (HIC2020.PV) Final Order = 2 Nk = 1

Reducing Model for input: MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV)

Input Variable Name Model Order Loss Function

Performing Low Delay Search (Nk = 5)

MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 1 Loss = -1.92544 4.98457
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 2 Loss = -2.75031 .728151
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 3 Loss = -2.67456 .845849
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 4 Loss = -2.99541 .394123
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 5 Loss = -2.81794 .57828

Performing Delay Free Search (Nk = 1)

MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 1 Loss = -1.51999 12.7996
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 2 Loss = -2.9515 .462643
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Order = 3 Loss = -3.01739 .387961
MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Final Order = 4 Nk = 5

Over parameterization detected. Attempting augmented reduction

MV/DV - 3 (SO2 Ent_FY4512.PV) Final Order = 1 Nk = 5

Checking sensitivity of optimized solution

Model Order Reduction Completed Successfully

***** Model for CV - 1 (Temp Ent P1_TIT4518.PV) has been Identified Successfully *****

Figura 10-28: Consola ModelID Parte 2.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.6 - Modelos preliminares

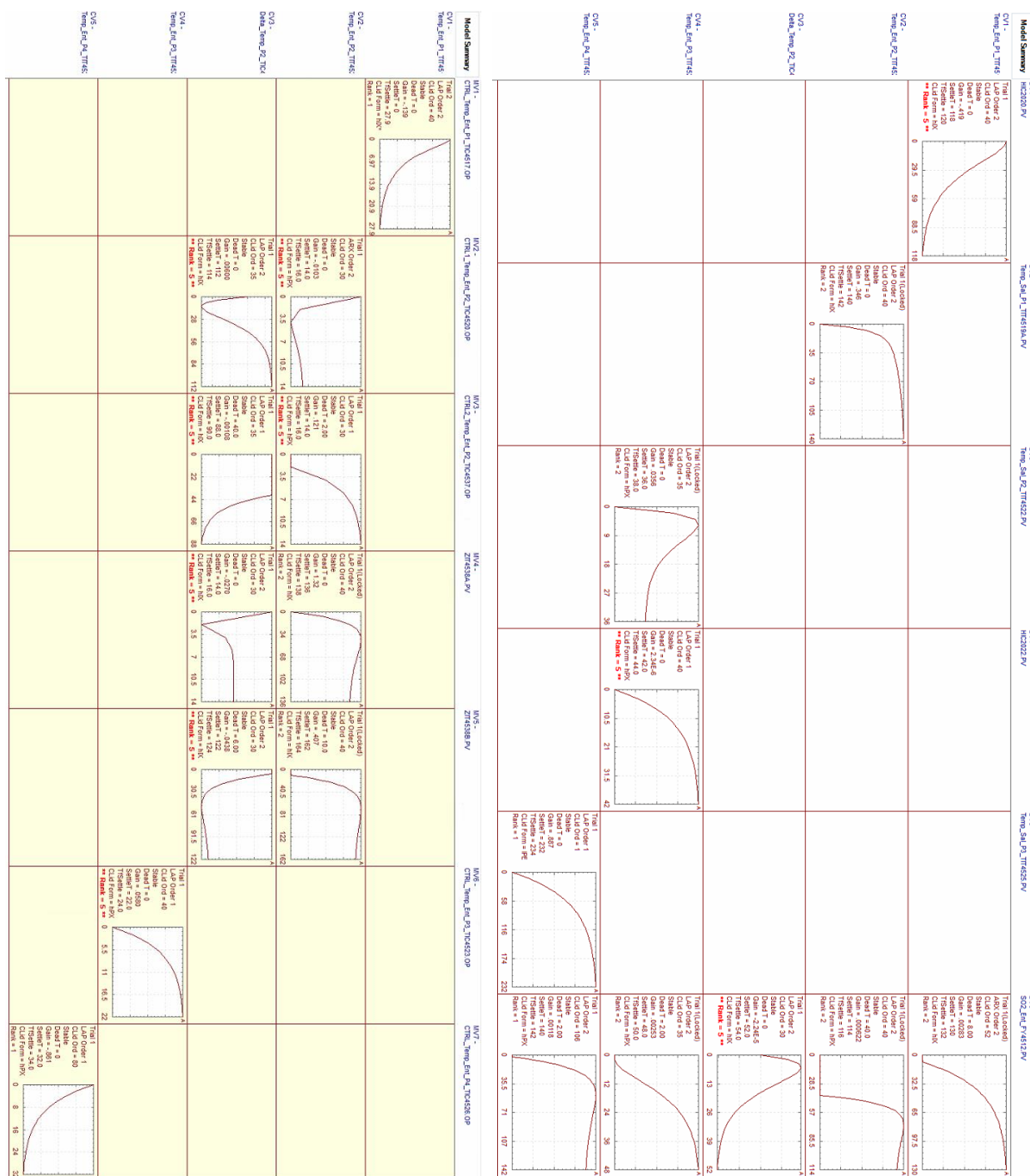


Figura 10-29: Modelos Preliminares de Identificación.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.7 - Datos generados en pruebas escalón

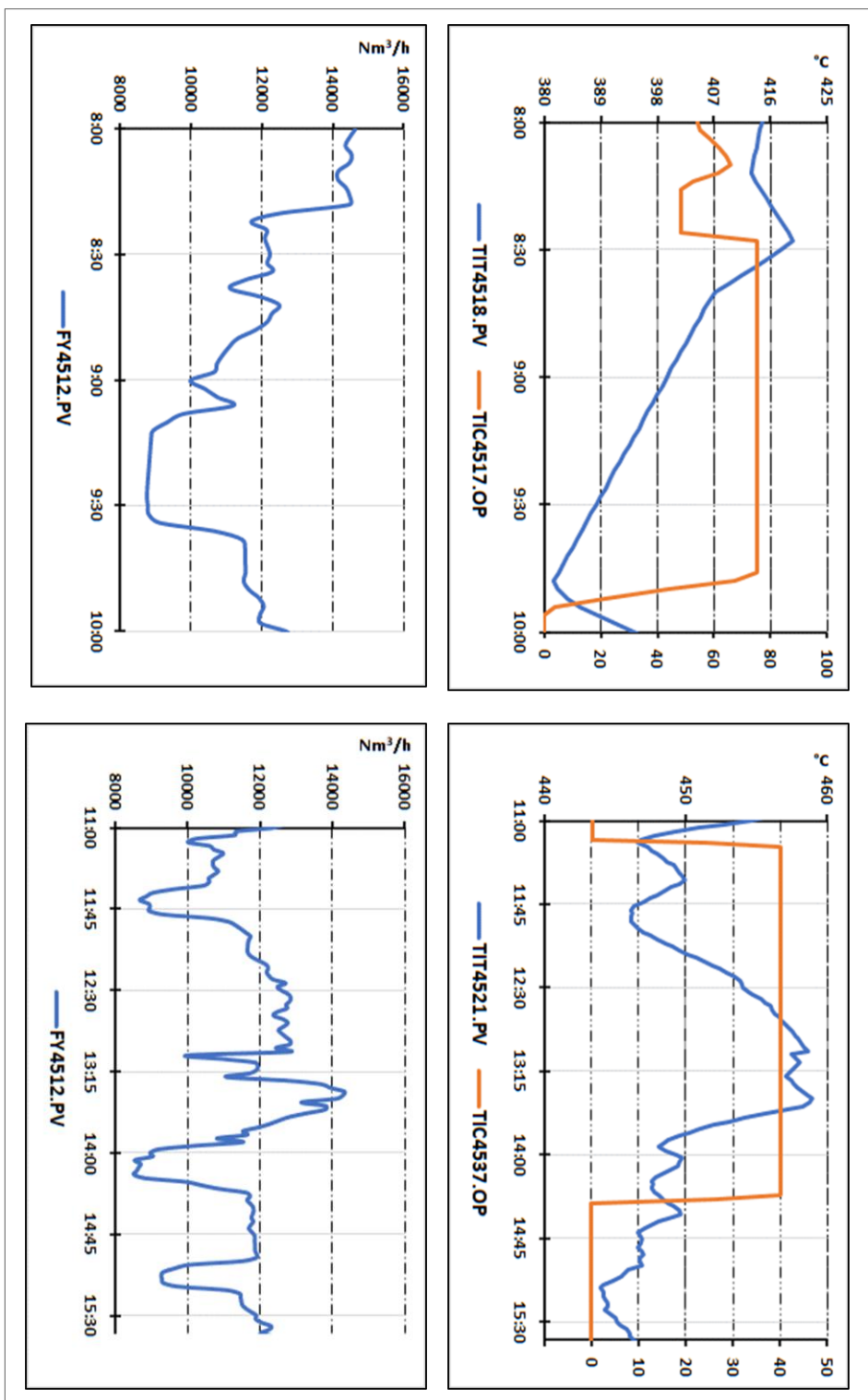


Figura 10-30: Pruebas día 7-7-2021.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

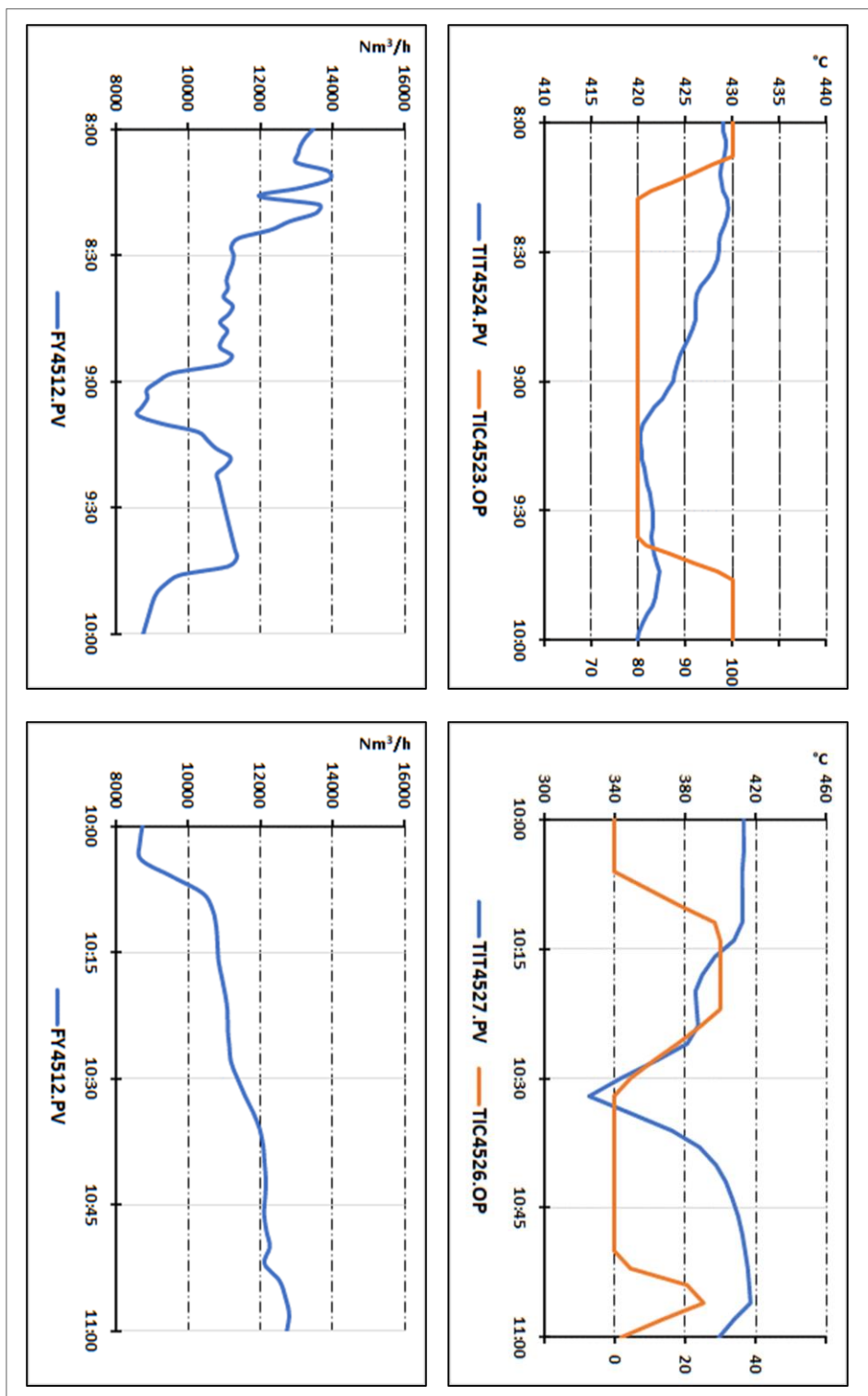


Figura 10-31: Pruebas día 8-7-2021.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

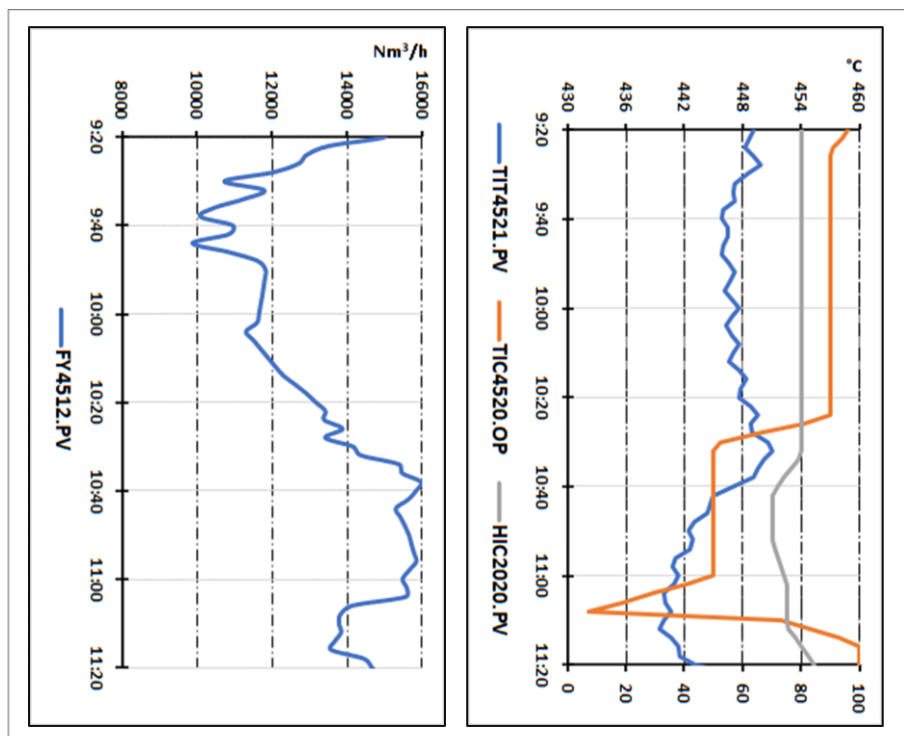


Figura 10-32: Pruebas día 15-7-2021.

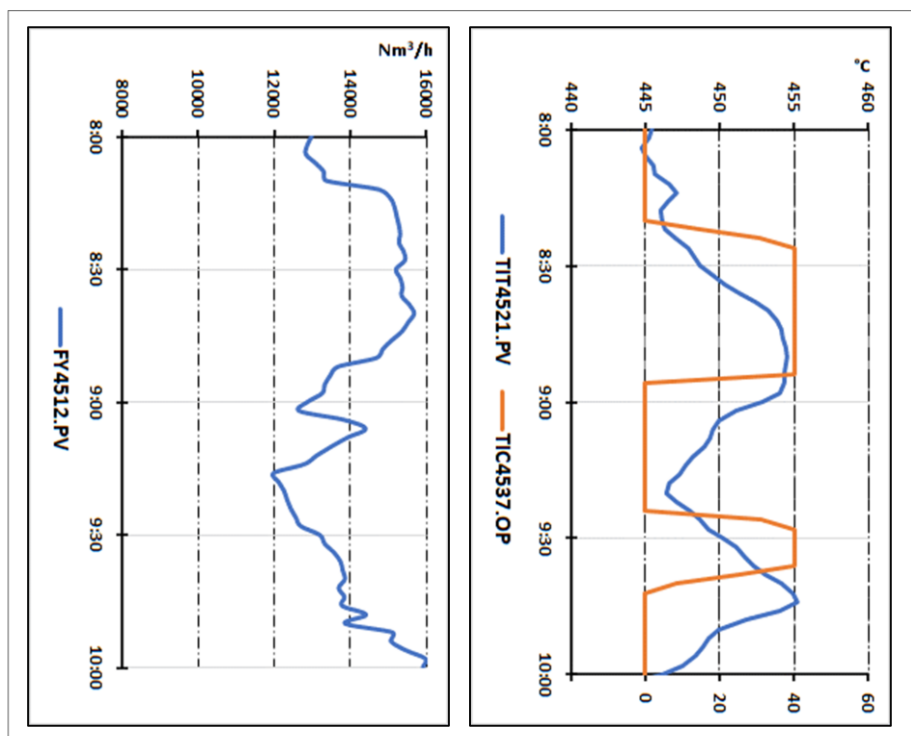


Figura 10-33: Pruebas día 19-7-2021, parte 1.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

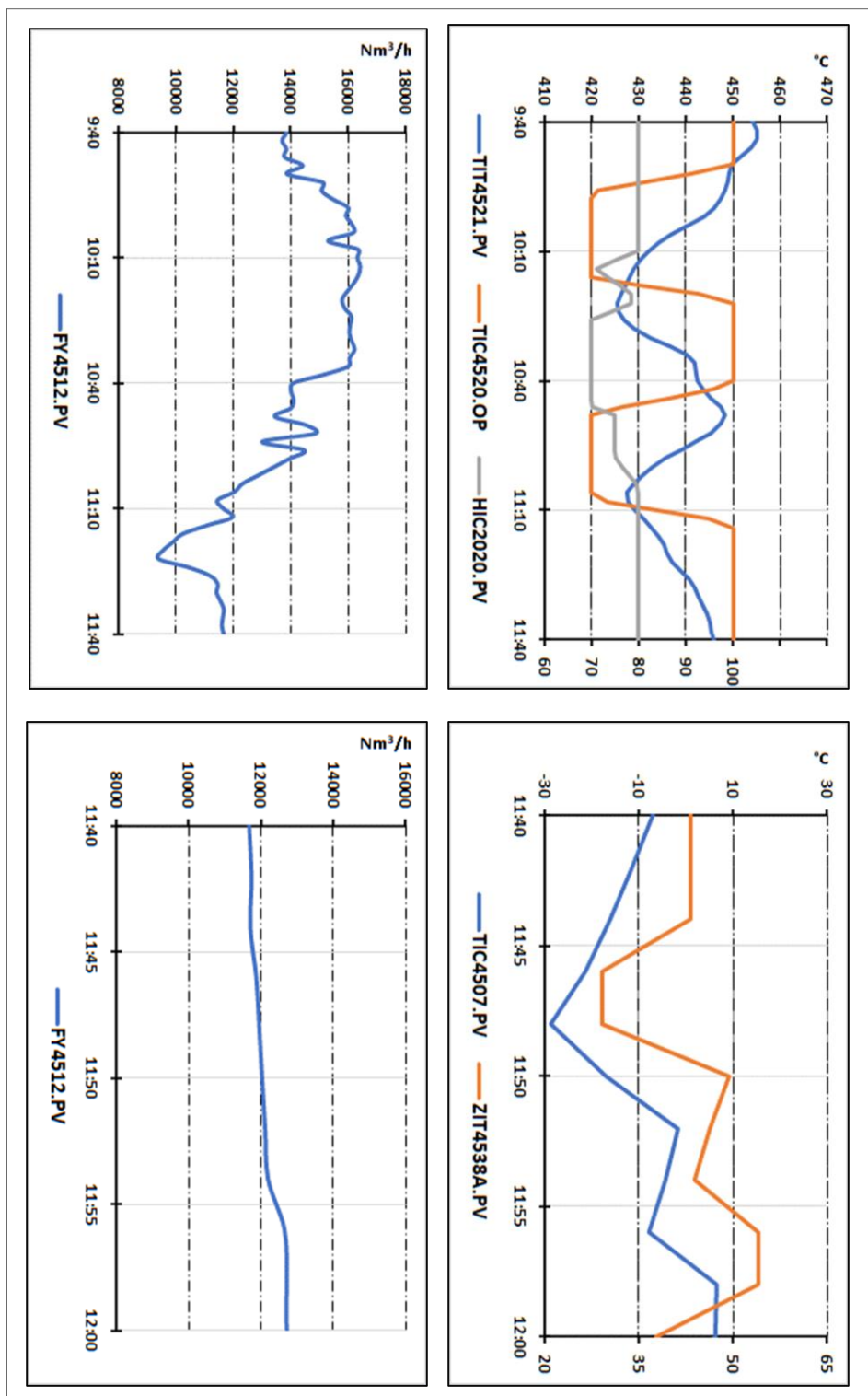


Figura 10-34: Pruebas día 19-7-2021, parte 2.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

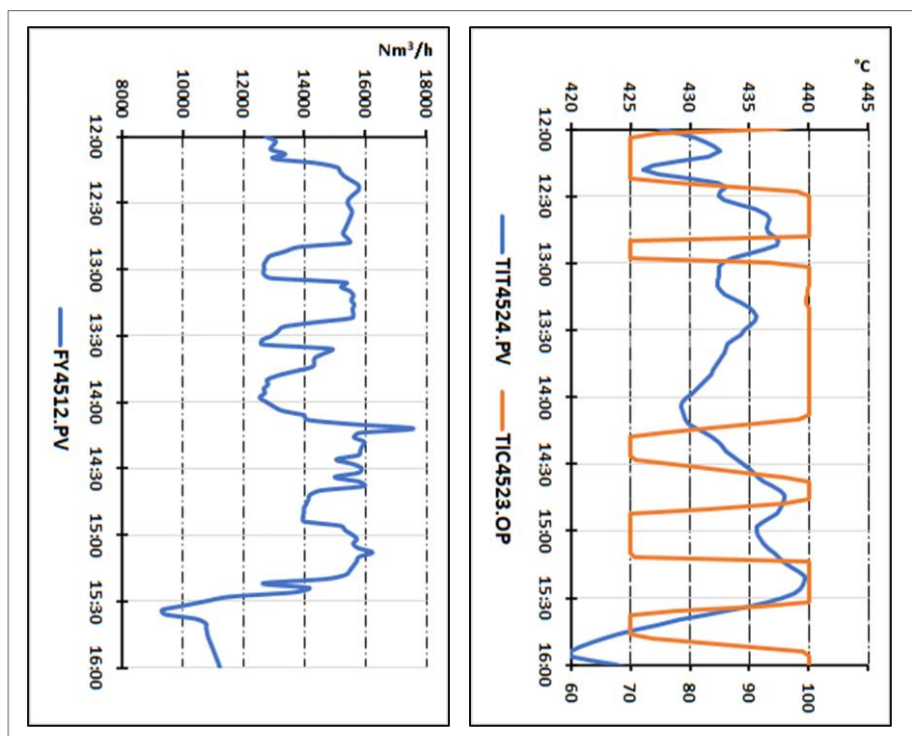


Figura 10-35: Pruebas día 19-7-2021, parte 3.

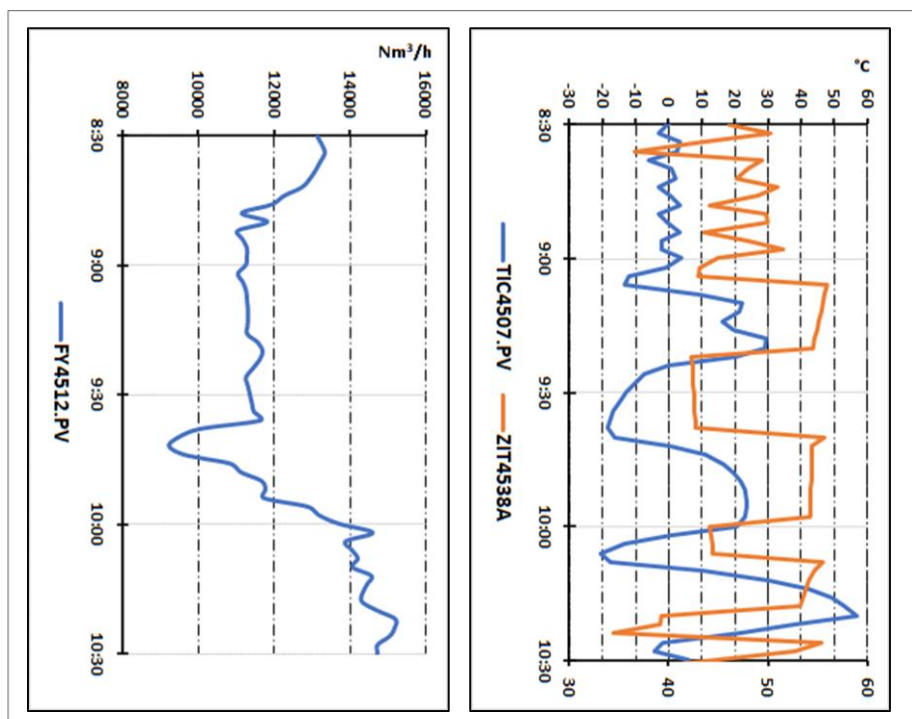


Figura 10-36: Pruebas día 20-7-2021, parte 1.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

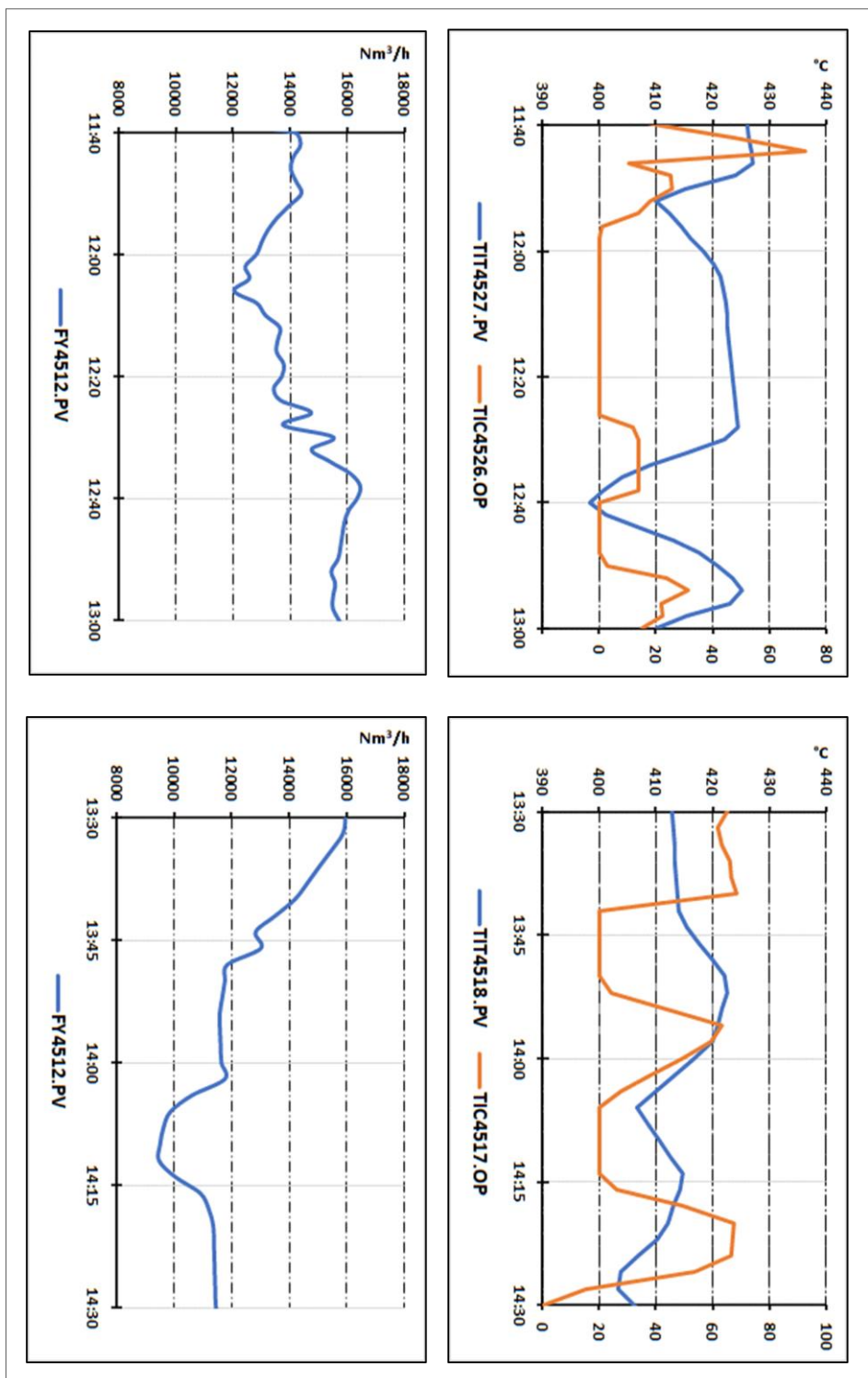


Figura 10-37: Pruebas día 20-7-2021, parte 2.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

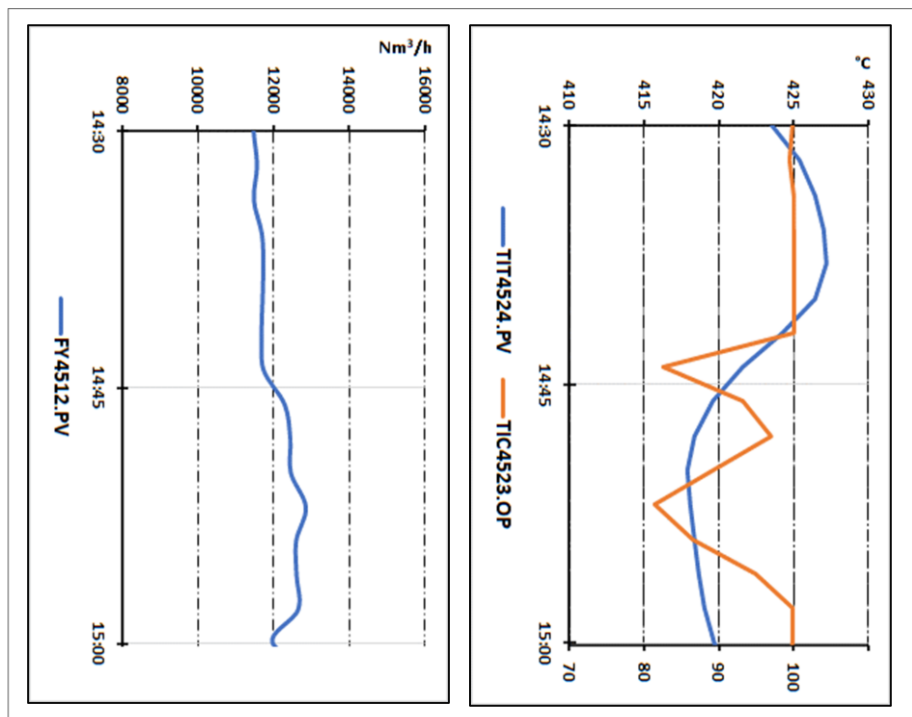


Figura 10-38: Pruebas día 20-7-2021, parte 3.

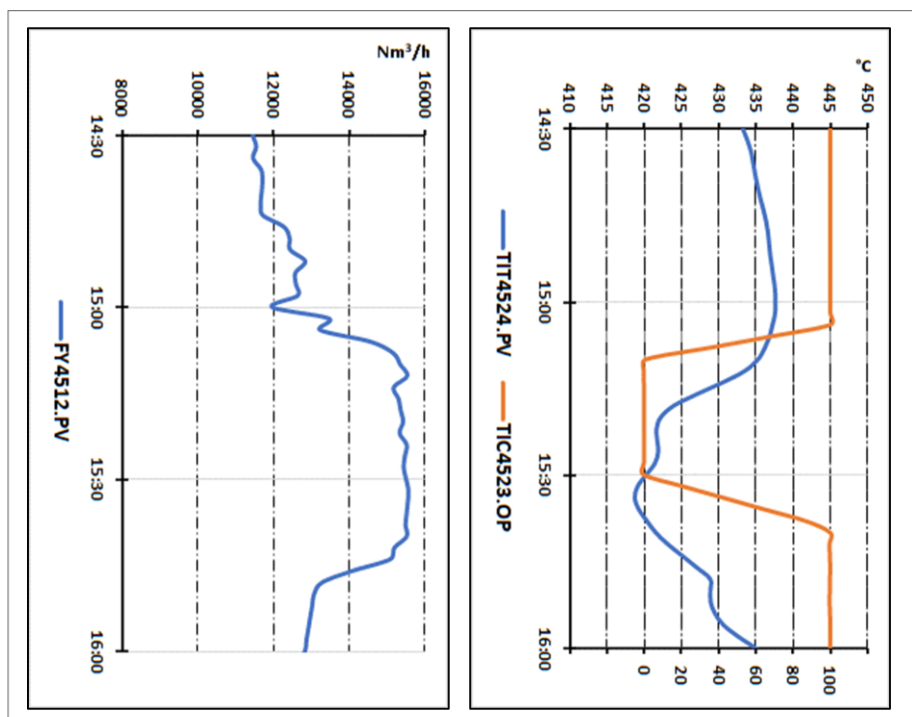


Figura 10-39: Pruebas día 22-7-2021.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

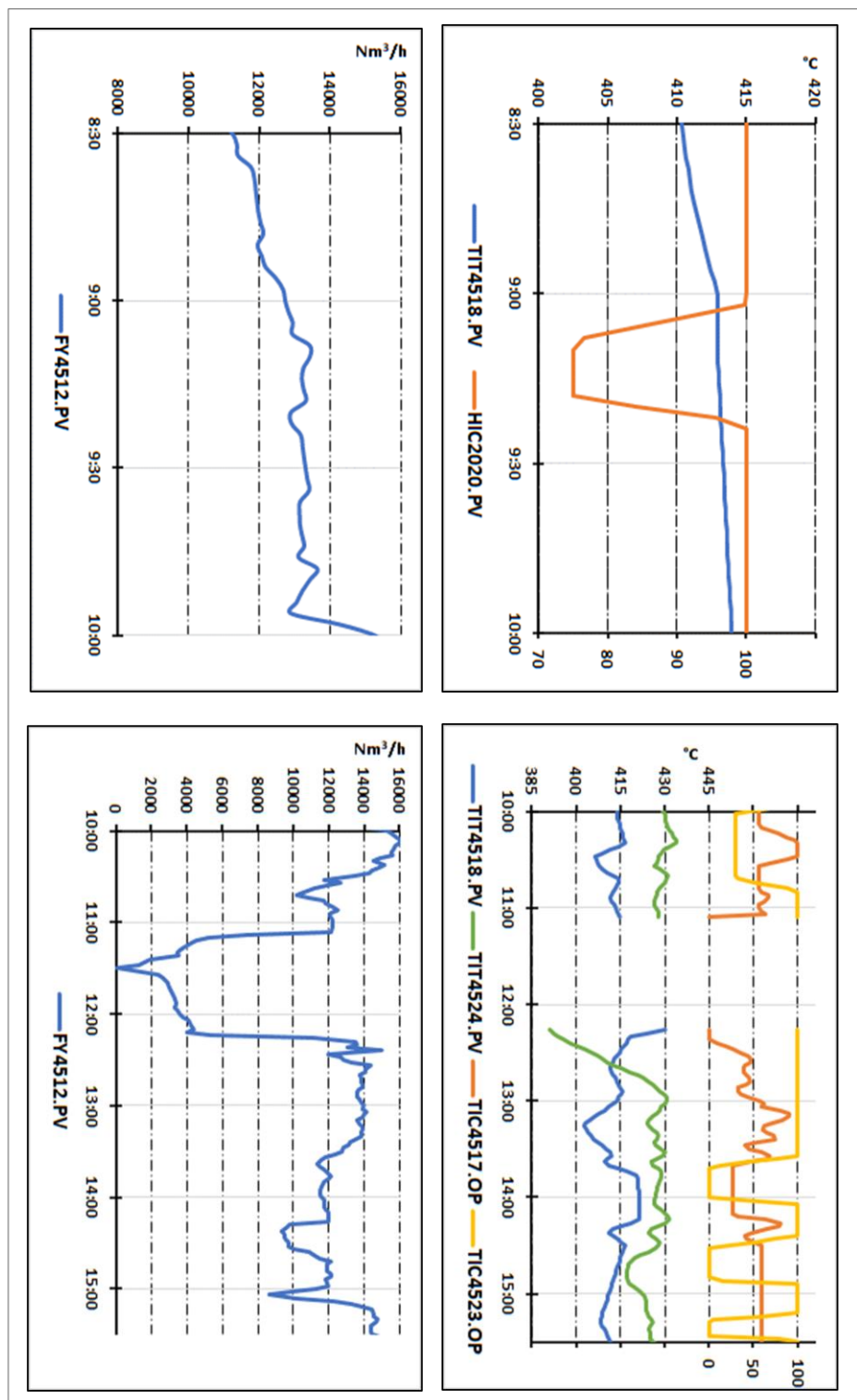


Figura 10-40: Pruebas día 26-7-2021, parte 1.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.8 - Simplificación de modelos

Los modelos son simplificados mediante el menú de *FitParametric del ModelID*, a modo de ejemplo se mostrará los pasos a seguir para realizar la simplificación del sub modelo CV_1/MV_1 .

Una vez dentro del *ModelID* a simplificar, se debe presionar el botón “*FitParametric*” en las pestañas superiores de la Figura 10-41 como se indica en (a) , desplegando el área de trabaja presentada en (b).

Para modificar los parámetros de los modelos se debe presionar dos veces con el click izquierdo en el modelo con el que se desea interactuar. Esto abrirá la ventana de “*Sub model options*” presentada en la Figura 10-42.

En esta ventana se pueden modificar los diversos parámetros de la función de transferencia, en (a) se presenta la función identificada por el algoritmo, mientras que en (b) la simplificada. Tras modificar los parámetros se presiona el botón “*Calculate*”, presentando ahora en color verde la antigua función y en color rojo la calculada.

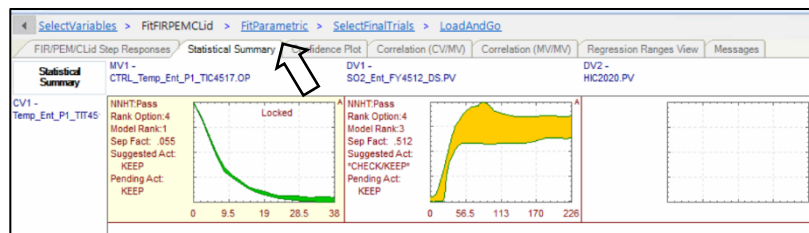
En la parte superior derecha presenta el error asociado al nuevo ajuste con respecto al identificado por el algoritmo. Sobre este error se encuentra un selector que permite almacenar hasta 3 intentos de ajuste.

Una vez elegido el conjunto de parámetros se presiona el botón “*Accept*”, comunicando al software que se usara el sub modelo parametrizado por el usuario, luego se debe dar al botón “*Exit*” para cerrar la ventana.

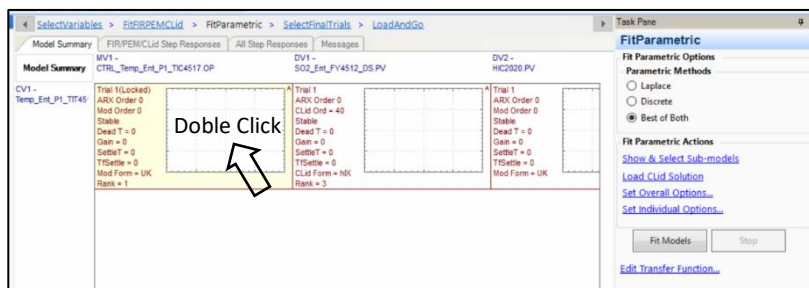
Tras realizar el ajuste de los distintos sub modelos estos son copiados y pegados en un nuevo *ModelID* que contenga todas las entradas y salidas del modelo, para así ser utilizado en los archivos que servirán en la posterior creación de la aplicación de control.

Este *ModelID* puede ser revisado en el **Anexo 10.9 -Matriz de modelos finales**.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

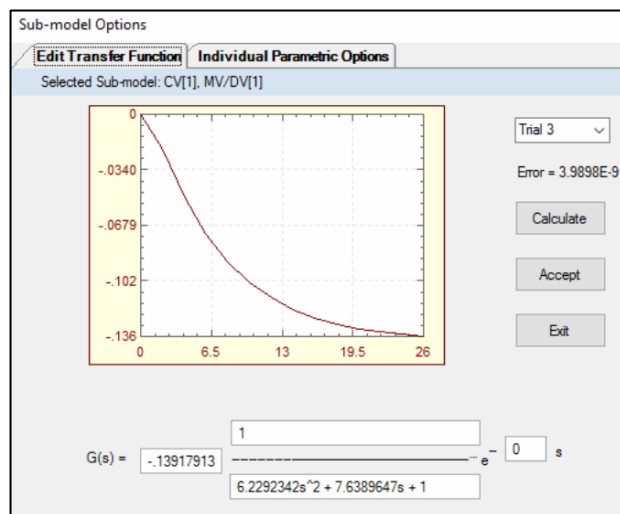


(a)

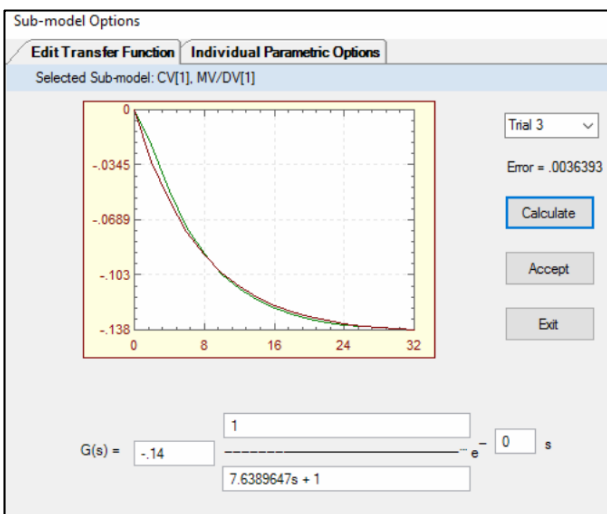


(b)

Figura 10-41: "FitParametric", ModelID.



(a)



(b)

Figura 10-42: Sub-model Options, ModelID.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.9 - Matriz de modelos finales

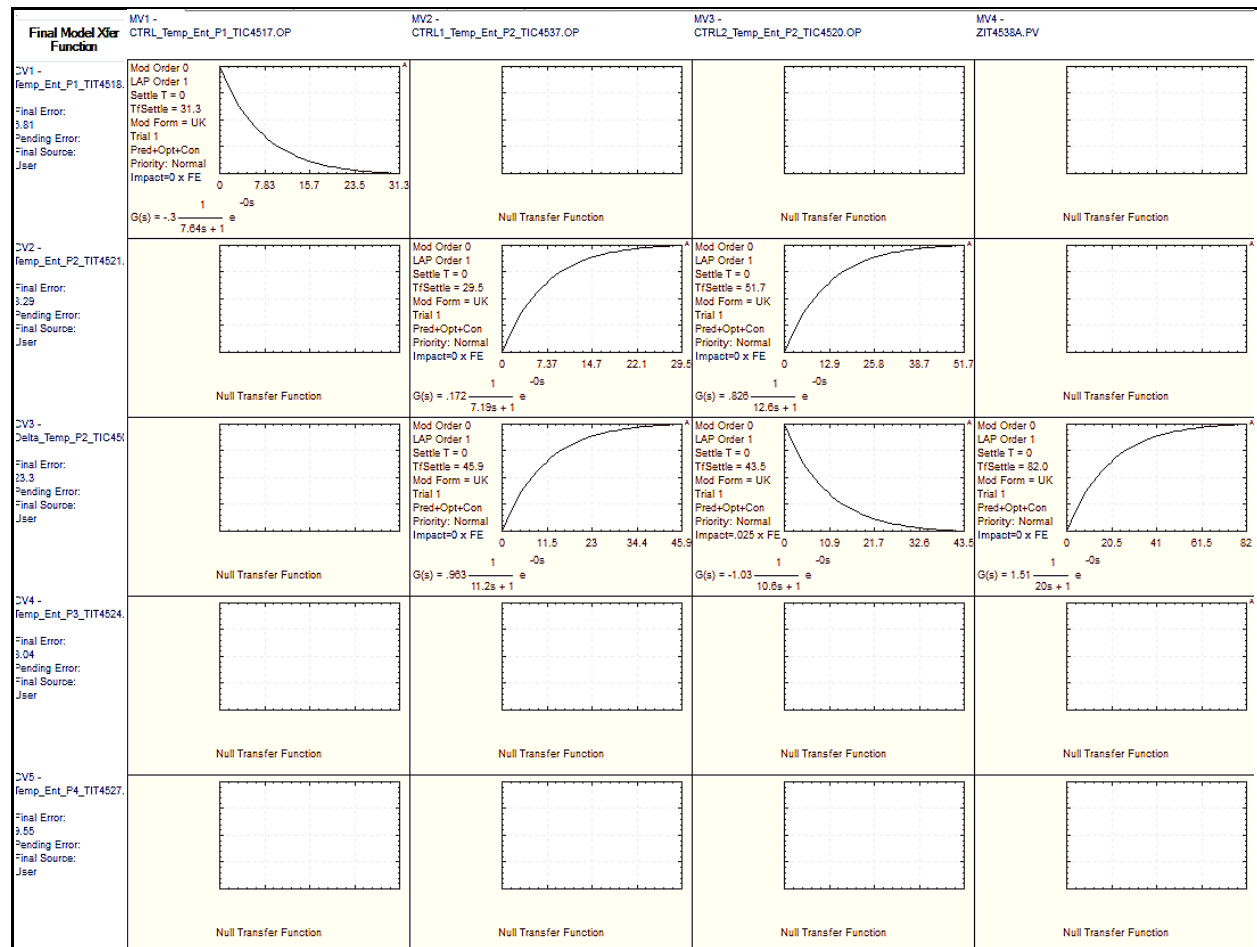


Figura 10-43: Modelos Finales CVs - MVs, Parte 1.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

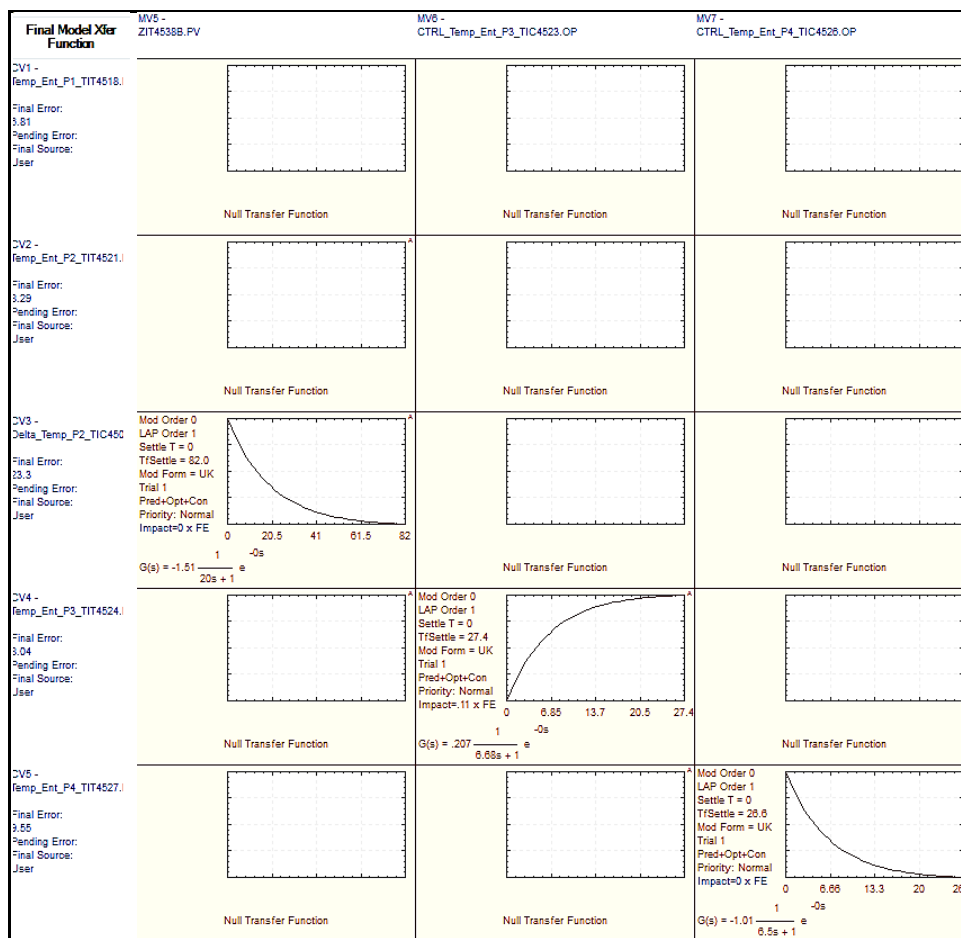


Figura 10-44: Modelos Finales CVs - MVs, Parte 2.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

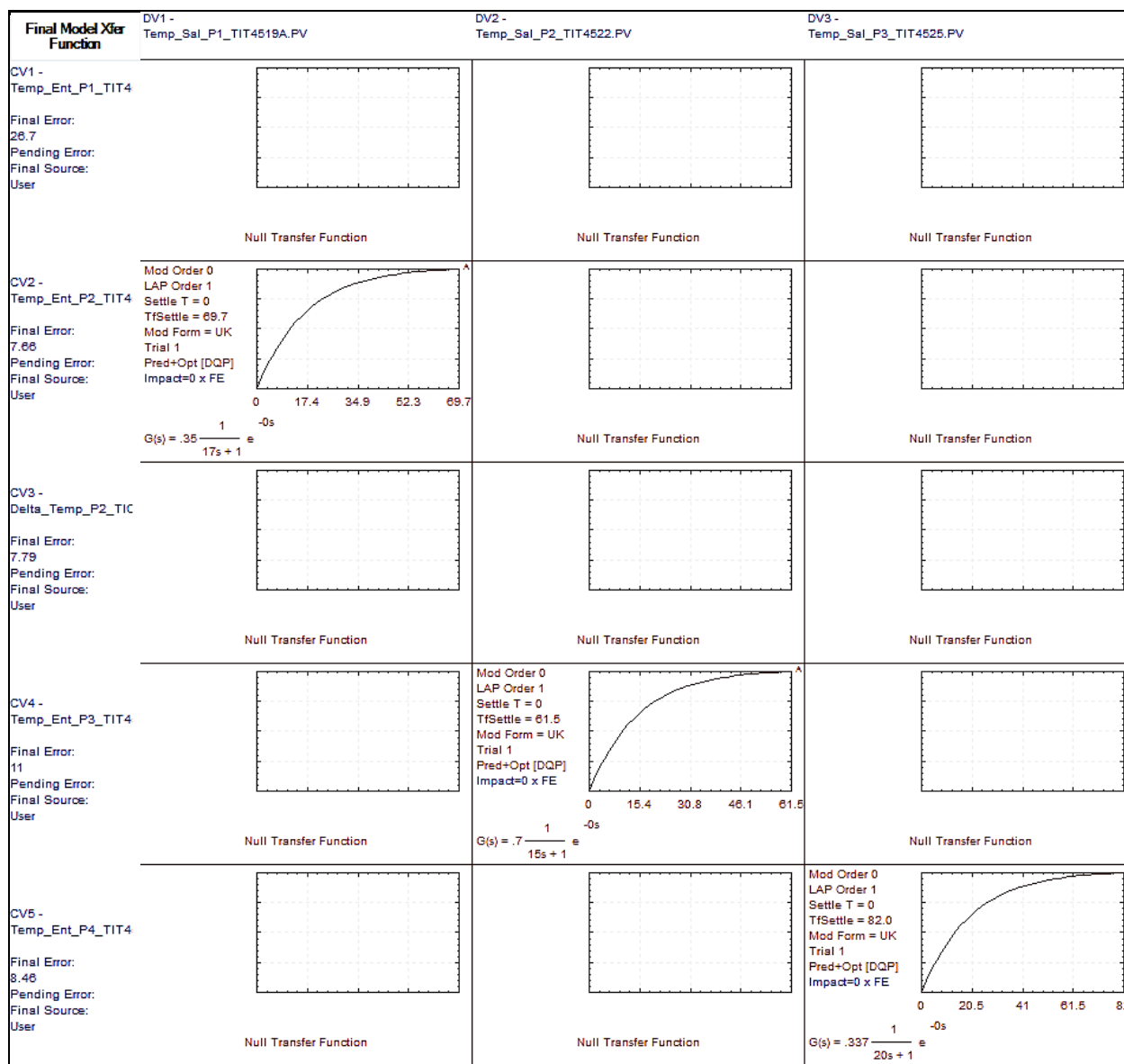


Figura 10-45: Modelos Finales CVs - DVs, Parte 1.



CAPÍTULO 10 - ANEXOS

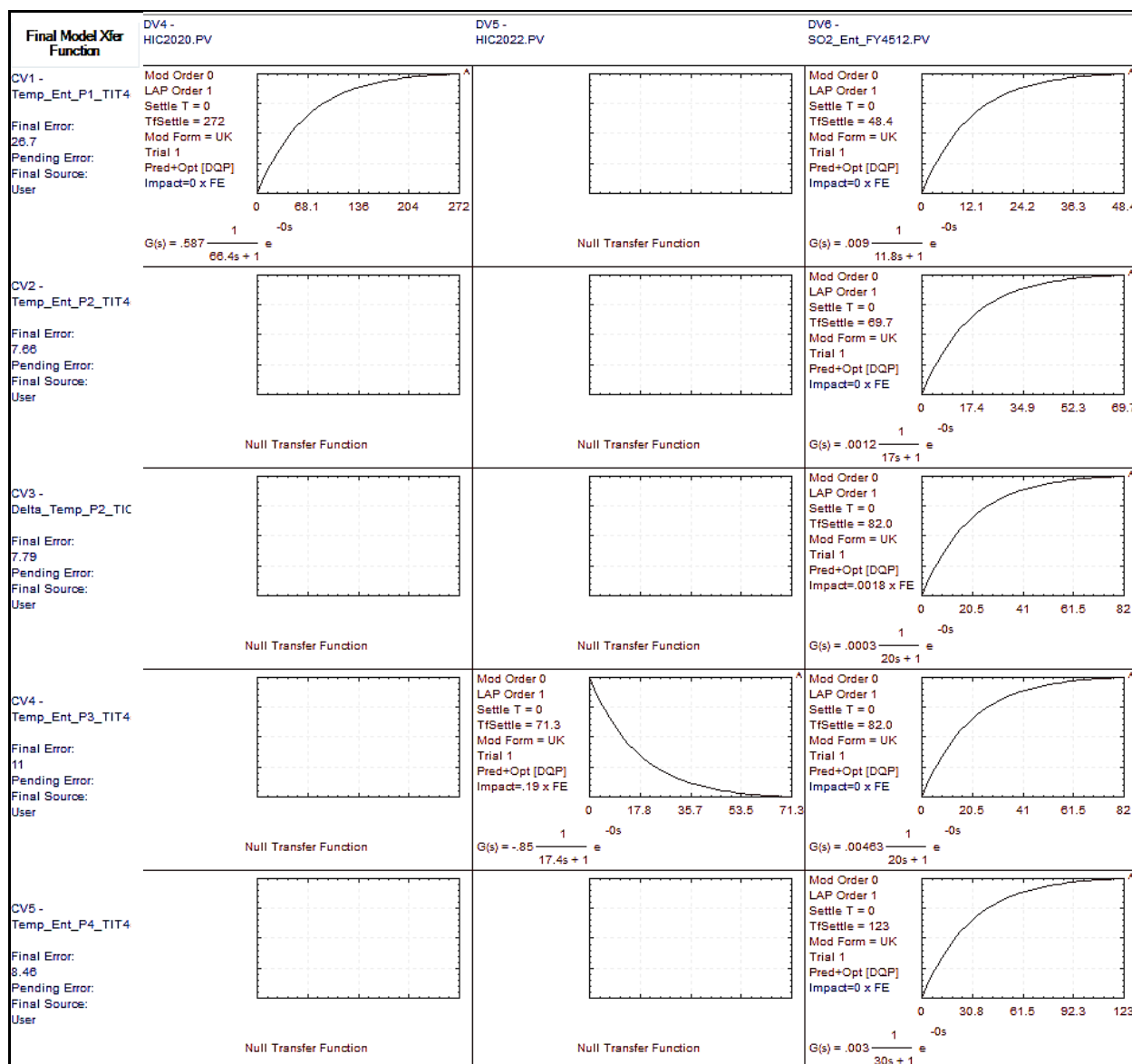


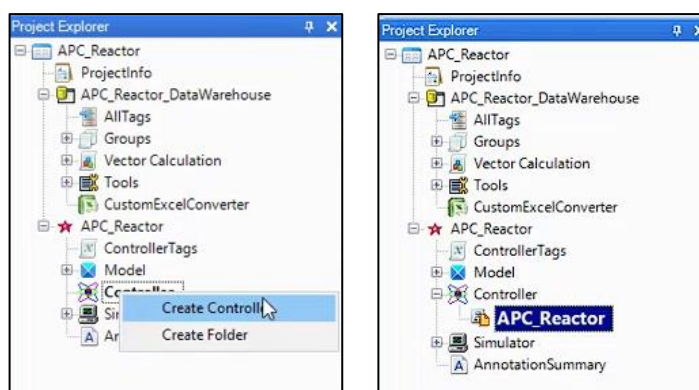
Figura 10-46: Modelos Finales CVs - DVs, Parte 2.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.10 - Construcción de plataforma de control

Con la identificación finalizada y la posterior generación de un proyecto limpio que contenga en un único *ModelID* todos los sub modelos encontrados, se procede a crear el controlador avanzado en la aplicación *Process Controller* del APCEs.

En el explorador del proyecto se debe buscar la sub aplicación *Controller*, en ella al dar click derecho se desplegarán las opciones de la Figura 10-47 (a), donde se debe seleccionar el botón “*Create Controller*”, apareciendo el controlador creado como en la Figura 10-47 (b).



(a)

(b)

Figura 10-47: Creación de Controlador en aplicación *Process Controller*, (a) opciones de creación y (b) controlador creado.

Al dar doble click izquierdo en el controlador creado, se desplegará el panel de tareas de la Figura 10-48 (a). En este panel se selecciona el nodo *PC/Nombre controlador*. En *Exec Interval* se configura el tiempo de ejecución de la aplicación, esto quiere decir cada cuanto tiempo el controlador decidirá ejecutar alguna acción y recalculer el horizonte de predicción, para este controlador se configura un tiempo de 15 segundos. En *Target Runtime Environment* se selecciona la plataforma que estará ejecutando el controlador, en este caso se utiliza la plataforma URT (*Unified Real Time*). Por último, se presiona el botón “*Build Controller*” para que el sistema genere los archivos del controlador. El proceso estará terminado cuando se notifique en la pantalla la creación de los 4 archivos como se presenta en la Figura 10-48 (b).

El archivo “.xm” contendrá los distintos sub modelos identificados, el “.xs” la configuración del controlador, el “.xp” tendrá el modelo del proceso y el “.xml” contiene al igual que el “.xm” los datos de los distintos sub modelos pero permite la conexión con aplicaciones de terceros.

Estos archivos son almacenados en la carpeta presentada en los mensajes de la consola.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

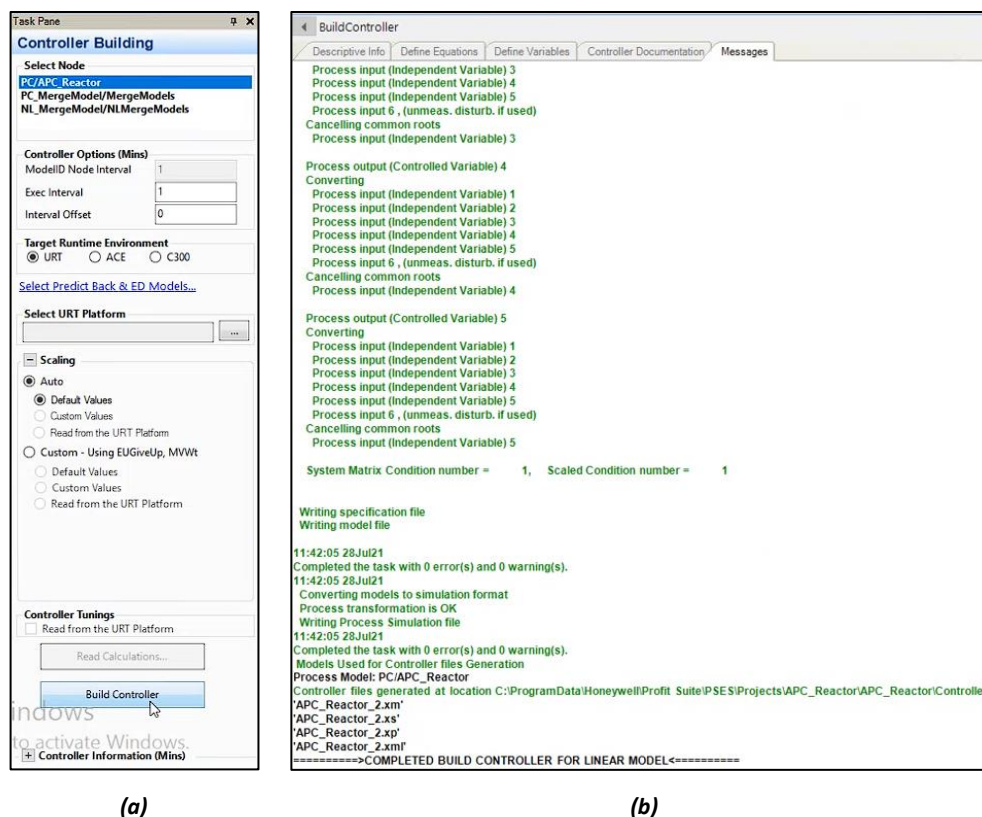


Figura 10-48: Generación de archivos del controlador, (a) panel de tareas y (b) mensajes consola.

Para la generación de la plataforma de control se utilizará el programa *Profit Suite Runtime Studio*, para su ejecución y configuración el *URT Explorer*, y para su visualización y sintonía el *Operator Station*. Todas aplicaciones del paquete de soluciones *Honeywell Forge APC Release 510®*.

En la *Profit Suite Runtime Studio* para generar la plataforma de control se debe crear una nueva aplicación, presionando “File” y después “New...” como en la Figura 10-49 (a), desplegando la ventana de la Figura 10-49 (b), donde se selecciona la aplicación del tipo *Profit Controller* y luego se presiona el botón “OK”. Aparecerá la ventana de la Figura 10-49 (c) donde se introduce el nombre del controlador y se cargan los archivos generados en el APCEs. Al cargar uno de los archivos el programa automáticamente detectará los demás cargándolos a la aplicación. Por último, dado que Anglo American cuenta con un cortafuegos antes de la conexión a su DCS se selecciona un OPC genérico. La configuración de la aplicación queda como la Figura 10-49 (d).

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

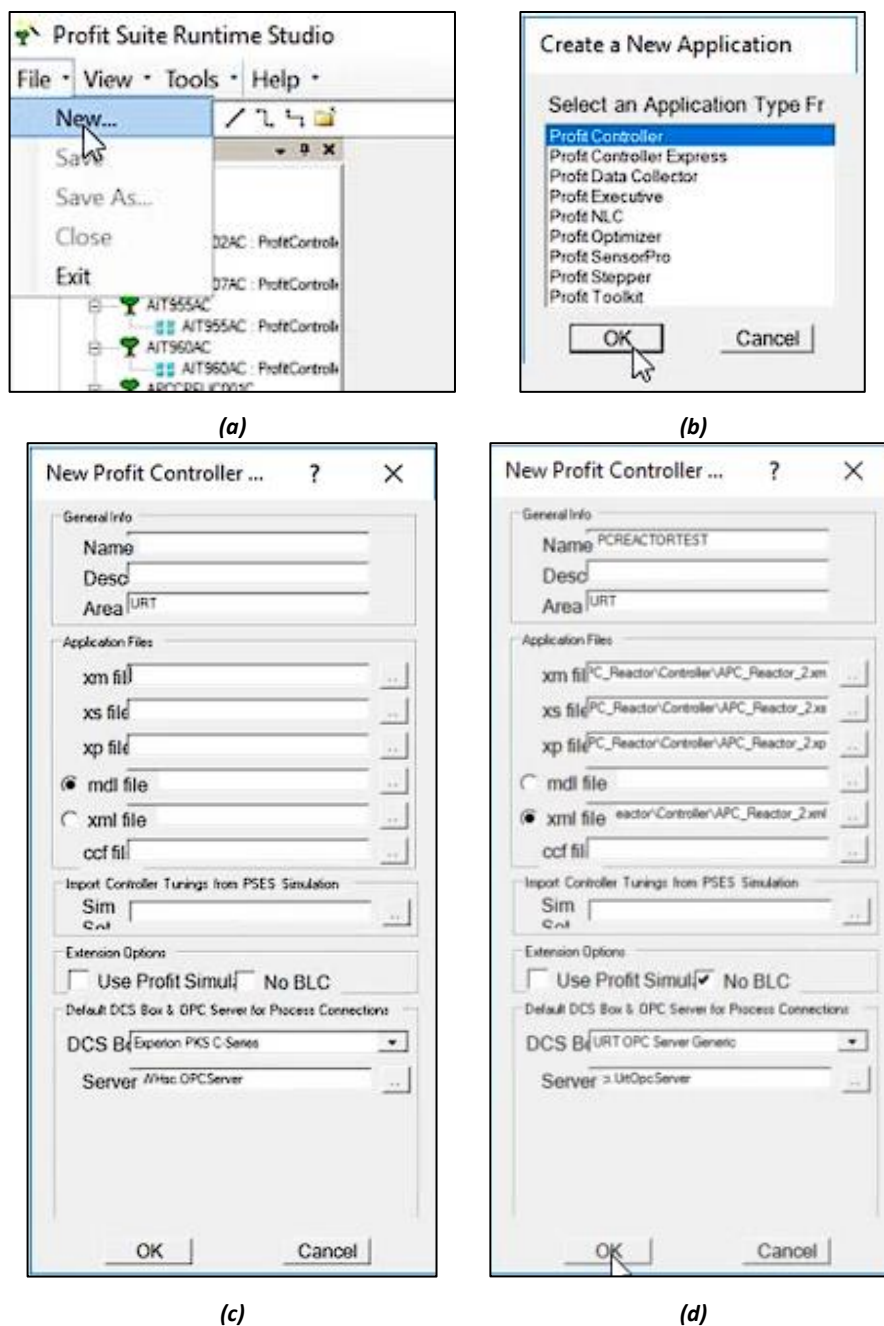


Figura 10-49: Creación plataforma de control en Profit Suite Runtime Studio, (a) nuevo archivo, (b) selección de aplicación, (c) ventana de configuración y (d) ventana configurada.

Tras configurar la aplicación esta debe ser guardada, para esto se debe ir nuevamente a “File” y seleccionar la opción “Save As...” como se presenta en la Figura 10-50 (a). En la ventana de guardado, Figura 10-50 (b), se introduce el nombre del archivo y se presiona el botón “Save”.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

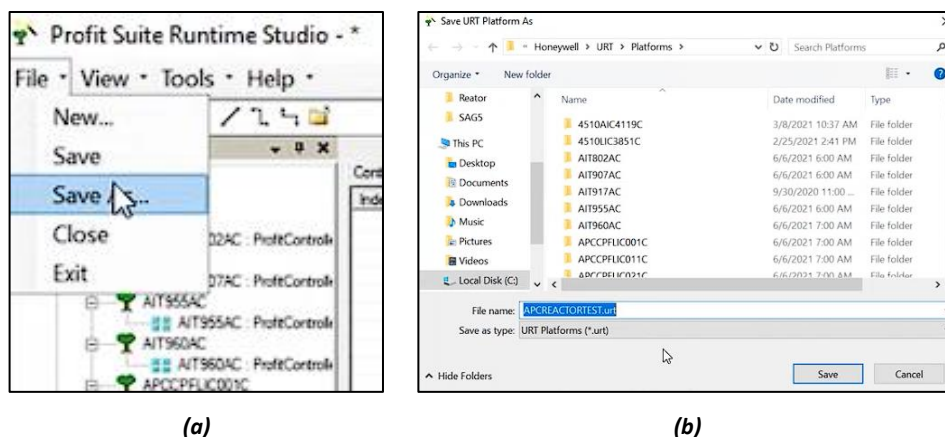


Figura 10-50: Guardado de plataforma de control, (a) guardar y (b) Ventana de guardado.

Con la plataforma guardada se debe continuar la configuración en el *URT Explorer*, aquí la aplicación aparecerá en la lista de aplicaciones que no se encuentran en funcionamiento, por lo que se necesita iniciarla, para esto se debe dar click izquierdo en ella y seleccionar la opción “*Start Platform*” como en la Figura 10-51 (a). La aplicación de control aparecerá ahora en la lista de plataformas en funcionamiento, Figura 10-51 (b). Al hacer doble click izquierdo en la aplicación se abrirá el menú de configuración, donde se pueden configurar reglas y condiciones para las distintas variables del controlador.

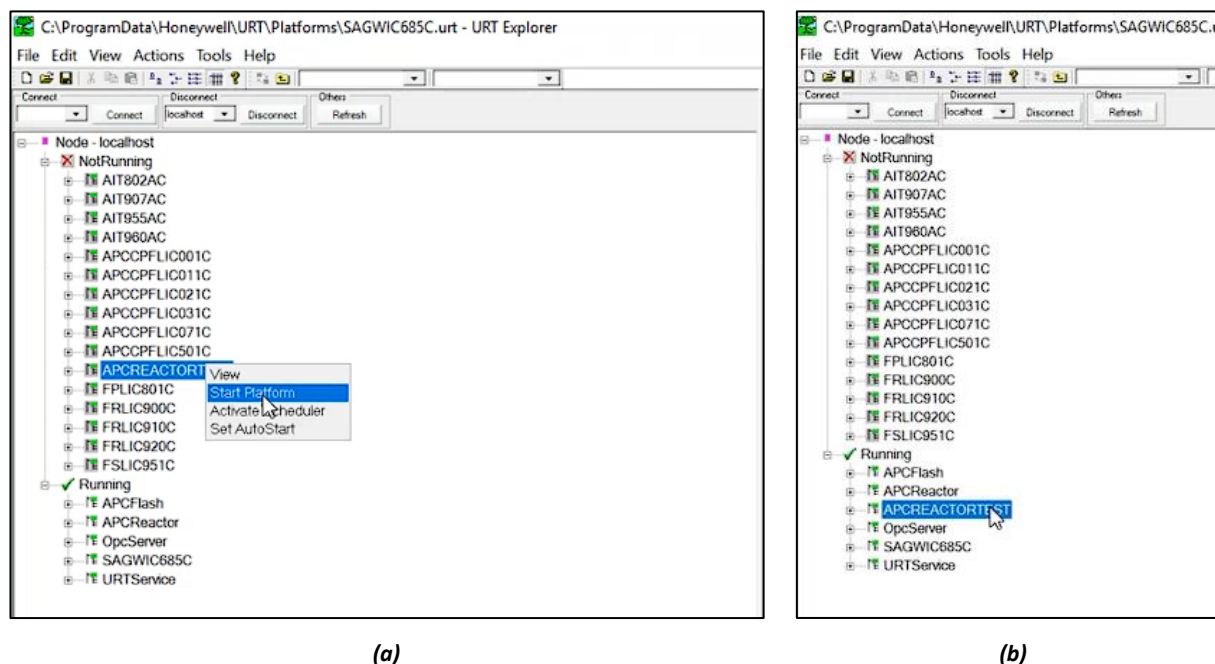


Figura 10-51: Correr plataforma de control, (a) iniciar plataforma y (b) plataforma iniciada.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Para visualizar la aplicación de control avanzado de una manera simplificada se abre la *Operator Station* donde tras configurar la visualización se despliega la Figura 10-52.

En las diversas opciones de esta pantalla se pueden configurar los coeficientes lineales y cuadráticos de la función objetivo de control, así como los límites de movimiento para las distintas MVs entre otras configuraciones.

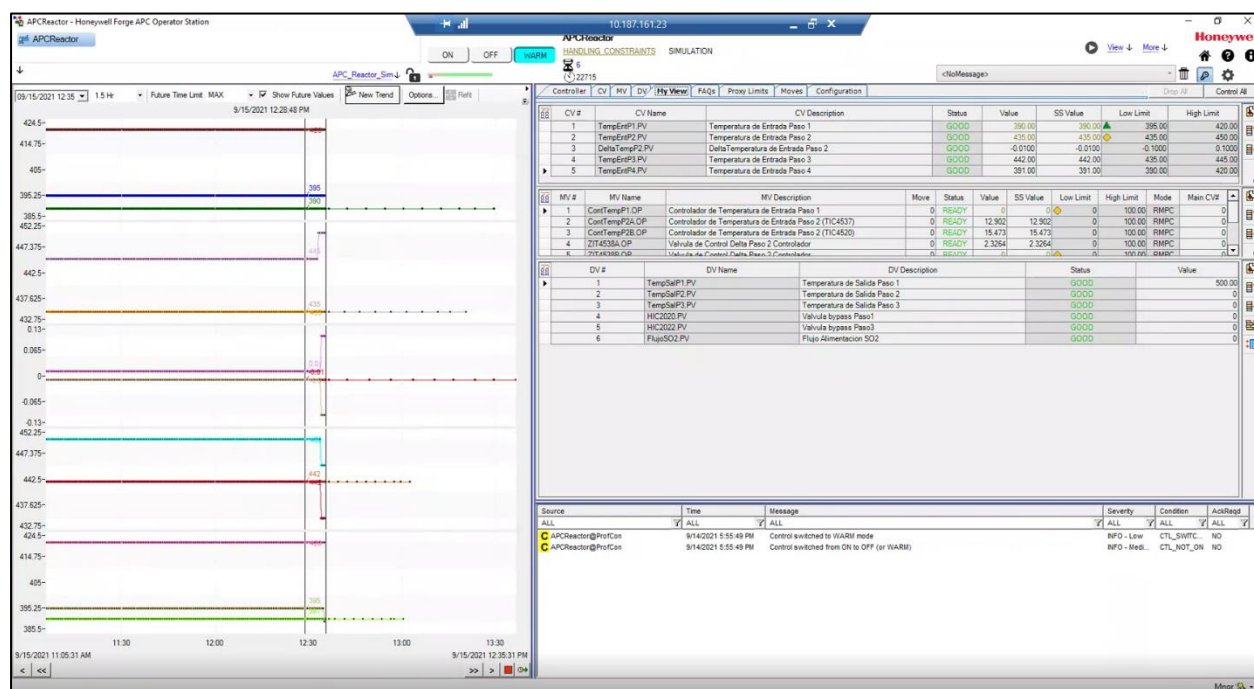


Figura 10-52: Visualización de controlador en Operator Station.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.11 - VxRail implementado

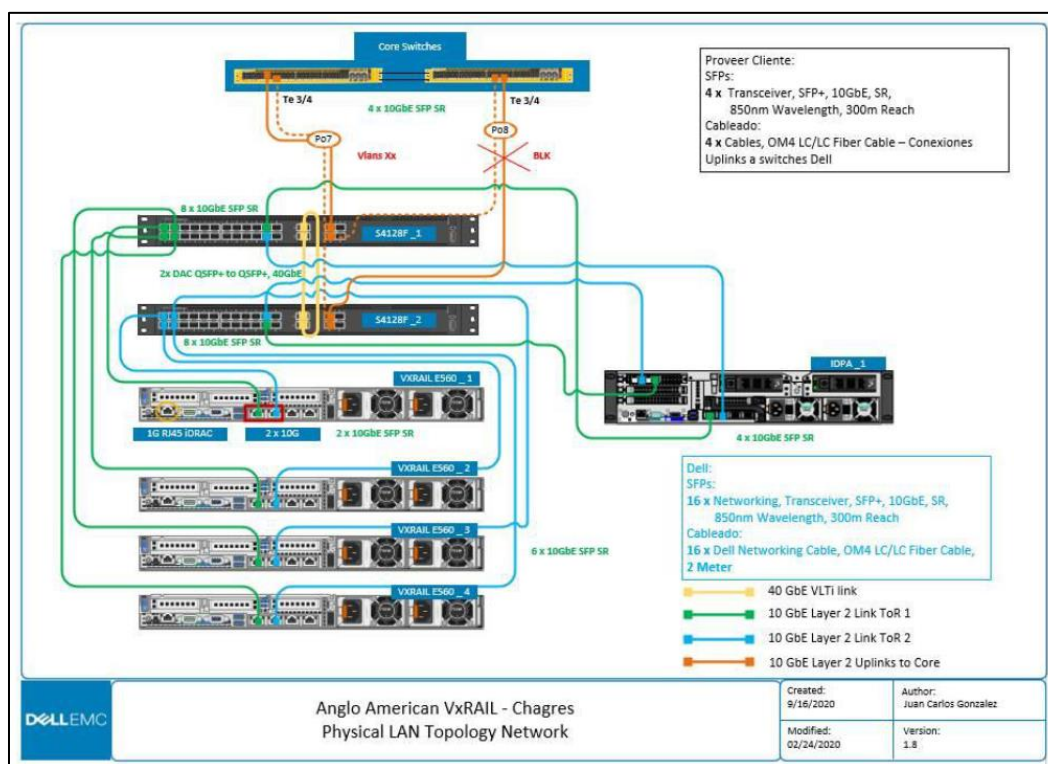


Figura 10-53: Diagrama de pre-implementación parte 1 [33].

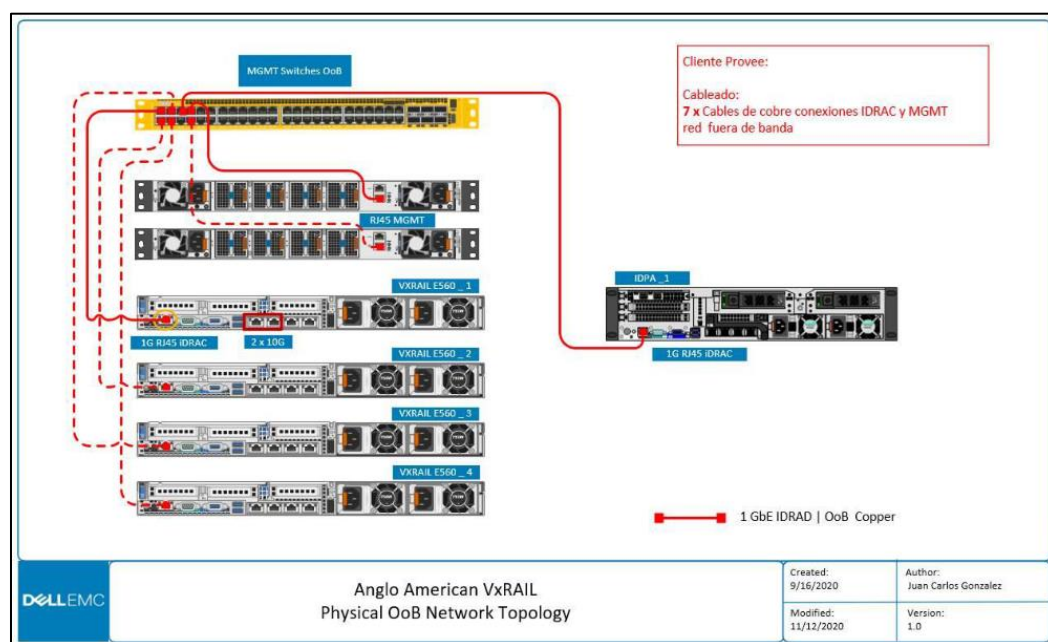


Figura 10-54: Diagrama de pre-implementación parte 2 [33].

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

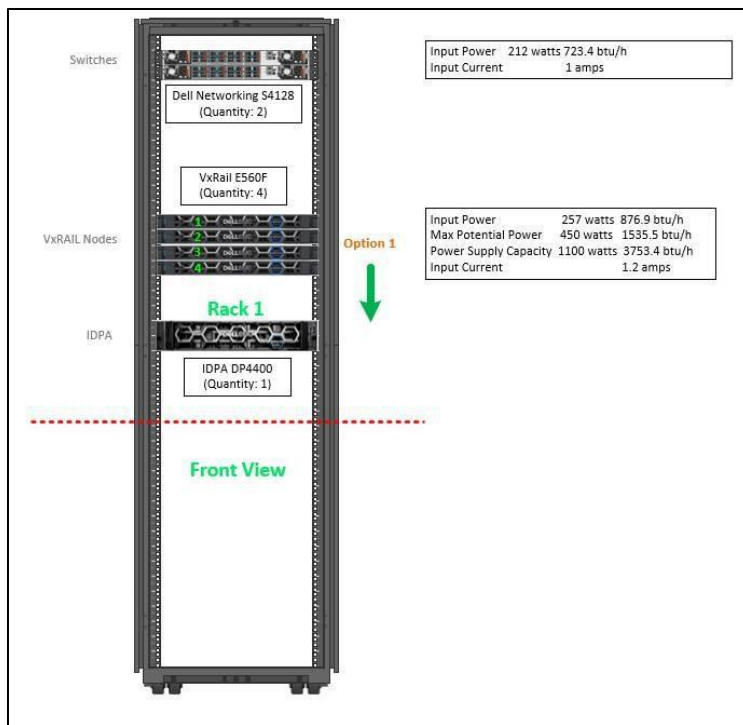


Figura 10-55: Diagrama de pre-implementación parte 3 [33].



Figura 10-56: VxRail en sitio.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.12 - Workspace Reactor APET

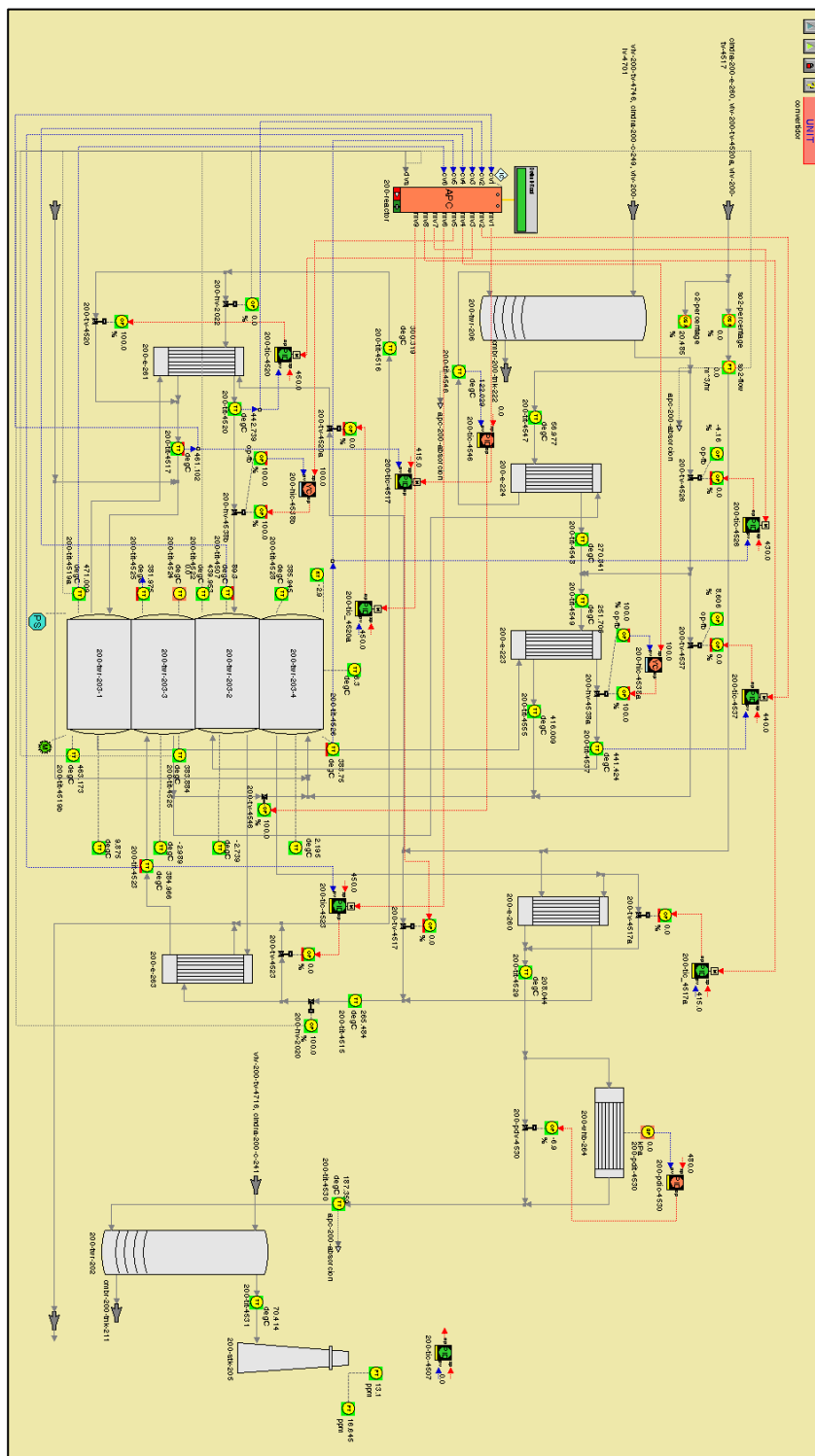


Figura 10-57: Espacio de trabajo en APET.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

10.13 - Estado de controlador mes de junio 2022

A) Actualización de diseño funcional del controlador

Durante el condicionamiento del controlador de los meses de marzo y abril, se detectaron oscilaciones importantes en las temperaturas del primer y segundo paso de reacción, debido a la operación en lazo automático de las válvulas TV-4517A y TV-4520A fuera del sistema APC.

Por otro lado, uno de los motivos que obligaba a apagar el controlador durante el condicionamiento, era el aumento cerca del valor de alarma de la temperatura de salida del primer paso.

Debido a lo anterior, se añade al controlador como variable controlada la temperatura de salida del primer paso y como variables manipuladas las válvulas 4517A y 4520A.

Por último, se incorporaron nuevos modelos para el control del tercer y cuarto paso para relaciones con válvulas que se detectó una interacción importante.

Las relaciones de las distintas variables añadidas son presentadas en rojo en la Tabla 10-1 y en la Tabla 10-2.

Tabla 10-1: Matriz con Nuevas Relaciones MVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa.

Variable	MV ₁ 4517	MV ₂ 4537	MV ₃ 4520	MV ₄ 4538A	MV ₅ 4538B	MV ₆ 4523	MV ₇ 4526	MV ₈ 4517A	MV ₉ 4520A
CV ₁ T° Lecho 1	-		-					-	
CV ₂ T° Lecho 2		+	+						-
CV ₃ Δ T° Lecho 2		+	-	+	+				
CV ₄ T° Lecho 3	-					+			
CV ₅ T° Lecho 4		-					-		
CV ₆ T° S. Lecho1	-		-					-	

Tabla 10-2: Matriz con Nuevas Relaciones DVs. (+) → Relación directa ; (-) → Relación inversa

Variable	DV ₁ T° Salida 1	DV ₂ T° Salida 2	DV ₃ T° Salida 3	DV ₄ V. Bypass 1	DV ₅ V. Bypass 2	DV ₆ Flujo SO ₂
CV ₁ T° Lecho 1				+		+
CV ₂ T° Lecho 2	+					+
CV ₃ Δ T° Lecho 2						+
CV ₄ T° Lecho 3		+			-	+
CV ₅ T° Lecho 4			+			+
CV ₆ T° S. Lecho1						+

B) Modelos añadidos

Los modelos de las nuevas interacciones cargados al controlador son presentados en la Tabla 10-3.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Tabla 10-3: Nuevos modelos de identificación.

Salida	Entrada	Función de Transferencia	Unidad
CV ₁ TIT4518.PV	MV ₈ – TIC4517A.OP	$-0,165 \cdot \frac{1}{8S + 1}$	°C/%
CV ₂ TIT4521.PV	MV ₉ – TIC4520A.OP	$-0,261 \cdot \frac{e^{-2s}}{4S + 1}$	°C/%
CV ₄ TIC4524.PV	MV ₁ – TIC4517.OP	$-0,3 \cdot \frac{1}{21,3S + 1}$	°C/%
CV ₅ TIT4527.PV	MV ₂ – TIC4537.OP	$-0,2 \cdot \frac{1}{2,65S + 1}$	°C/%
CV ₆ TIT4519A.PV	MV ₁ – TIC4517.OP	$-0,193 \cdot \frac{1}{10S + 1}$	°C/%
	MV ₃ – TIC4520.OP	$-0,546 \cdot \frac{1}{17.6S + 1}$	°C/%
	MV ₈ – TIC4517A.OP	$-0,052 \cdot \frac{1}{25S + 1}$	°C/%
	DV ₆ – FY4512.PV	$0,008 \cdot \frac{1}{3S + 1}$	°C h/Nm ³

C) Sintonía junio

- **Sintonía general**
 - **Tiempo de ejecución:** Se mantiene la configuración en 15 segundos.
 - **Intervalos máximos de iniciación:** Se mantienen los 3 intervalos.
 - **Factor de velocidad de optimización:** Se aumenta a 6, por lo que las acciones de control y de optimización tendrán la misma velocidad. Esto es debido a que se establecen reglas de optimización para límites suaves en la sintonía de variables controladas.
 - Se deja fuera del sistema la CV3, ya que al disminuir la variabilidad del proceso, la sintonía del lazo en automático permite controlar de buena manera la variable.
- **Sintonía variables controladas**
 - **CV Optimize:** No se configura optimización lineal, ni optimización cuadrática, por lo que los valores deseados, tampoco son utilizados por la aplicación de control. Pese a no estar activadas estas optimizaciones, el sistema busca mantener las CVs dentro de los límites suaves

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

configurados, pero ante un conflicto de control, vulnerara estos para mantener las variables dentro de los limites duros impuestos por operaciones.

Para mejorar el rendimiento del tercer paso, se requiere que este aumente su temperatura. Esto se puede lograr manteniendo más caliente el primer lecho del reactor, pero calentar este conlleva aumentar también la temperatura de salida, por lo que se configurar dos reglas para modificar los limites suaves de la CV1.

Si el valor de la temperatura de salida del primer paso es inferior a 610°C y la temperatura del tercer paso es inferior a su límite bajo, se asignará en la CV1 como valor de delta limite suave bajo, la diferencia entre el límite alto (HL) y el límite bajo (LL) de control multiplicada por 1,5. Al delta limite suave alto se le asigna el valor de 0.

Si el valor de la temperatura de salida del primer paso es superior a 626, para restringir más al sistema se configura en la CV1 como valor de delta limite suave bajo el valor de 0 y en el delta limite suave alto la diferencia entre el HL y el LL multiplicada por 1,5.

Si no se cumplen ninguna de las condiciones la diferencia entre los HL y LL solo será multiplicada por 0,8 y asignada a ambos limites suaves de la CV1.

Modificar estos límites provoca que el valor de la variable se mantenga un intervalo más acotado siempre y cuando no exista un conflicto de control con otra variable.

Los valores configurados son presentados en la Tabla 10-4.

Tabla 10-4: Parámetros CV Optimize Junio.

CV #	CV Descripción	Coef Lineal	Coef Cuadrático	Valor Deseado	Delta límite suave bajo (0 o 0,8 o 1,5) (HL – LL)	Delta límite suave alto (0 o 0,8 o 1,5) (HL – LL)	Tolerancia al error
1	Temperatura de Entrada Paso 1	0	0	422,0	(0 o 0,8 o 1,5) (HL – LL)	(0 o 0,8 o 1,5) (HL – LL)	1,00E+07
2	Temperatura de Entrada Paso 2	0	0	440,0	1,5	1	1,00E+07
3	Delta Temperatura Entrada Paso 2	0	0	0	0	0	1,00E+07
4	Temperatura de Entrada Paso 3	0	0	440,0	0	1	1,00E+07
5	Temperatura de Entrada Paso 4	0	0	410,0	0,5	1	1,00E+07
6	Temperatura de Salida Paso 1	0	0	615	0	1	1,00E+07

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

- **CV Control:** Para las variables con modelos más precisos (Ranking 1 o 2) se establecen valores de performance ratio menores a 1, estableciendo el menor valor en la CV1, ya que esta variable es la que presenta mayor movimiento. El valor más alto es asignado a la CV5, ya que esta presenta problemas con algunas de sus MVs, las cuales no actúan de manera continua, por esto al asignar un Performance Ratio mayor, los movimientos realizados son más pequeños, permitiendo así al sistema esperar para ver si existe o no respuesta tras esos movimientos.

En cuanto a los valores de Low EU y High EU GiveUps, estos se configuran para definir las prioridades entre las variables que presentan conflicto, como son la CV1 con CV3 y CV6 y la CV2 con la CV5. Teniendo prioridad la CV6 sobre la CV1 y esta sobre la CV3 mientras que la CV2 tiene prioridad frente a la CV5.

Para los valores de FF to Perf Ratio, se asignan valores inferiores a 1 para la CV2 y CV4 ya que en estas se detectó una mayor influencia en la carga de SO₂ entrante al sistema, por lo que, al reducir este parámetro, la corrección frente a esta perturbación es mayor.

Se activa el estimador de estados en las CV1 y CV5. En la CV1 para que el sistema reaccione rápidamente ante cualquier perturbación y en la CV5 por problemas con algunas de sus MVs.

Tabla 10-5: Parámetros CV Control Junio.

CV #	CV Description	Perf Ratio	Resp Int Lazo Cerr	Low EU GiveUp	High EU GiveUp	Número Bloque	FF To Perf Ratio	Estimador Estado
1	Temperatura de Entrada Paso 1	0,8	98,0	1,5	2,0	10,0	1,0	ON
2	Temperatura de Entrada Paso 2	0,9	96,0	3,0	3,0	10,0	0,92	D-OFF
3	Delta Temperatura Entrada Paso 2	0,5	28,0	1,0	1,0	10,0	1,0	ON
4	Temperatura de Entrada Paso 3	0,9	204,0	20,0	3,0	10,0	1,0	D-OFF
5	Temperatura de Entrada Paso 4	1,4	101,0	6,0	4,0	10,0	0,9	ON
6	Temperatura de Salida Paso 1	1	115,0	1,0	1,8	10,0	1,0	D-OFF

- **Multiplicadores de ganancia:** Se realizó mediante prueba y error el ajuste fino de las distintas ganancias de los modelos, según eventos de control no satisfactorios (respuestas lentas, respuestas demasiado rápidas o falta de movimiento en válvulas de control). Las ganancias finales son reportadas en la Tabla 10-6 para las MVs y en la Tabla 10-8 para las DVs. Si la ganancia fue modificada se presenta en color rojo.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Por otro lado, se configuro la prioridad de uso de las distintas MVs para una determinada CV. Se presenta esta configuración en la Tabla 10-7, donde se lee la prioridad en cada fila. Por ejemplo para la CV1, se prefiere utilizar las válvulas 4520 y 4517A por sobre la válvula 4517. En rojo están las válvulas que ven modificada su prioridad.

Tabla 10-6: Matriz de Ganancias MVs Junio.

Variable	MV ₁ 4517	MV ₂ 4537	MV ₃ 4520	MV ₄ 4538A	MV ₅ 4538B	MV ₆ 4523	MV ₇ 4526	MV ₈ 4517A	MV ₉ 4520A
CV ₁ T° Lecho 1	-0,255		-0,546					-0,165	
CV ₂ T° Lecho 2		0,172	0,826						-0,209
CV ₃ Δ T° Lecho 2		0	0	0,405	0,418				
CV ₄ T° Lecho 3	-0,3					0,052			
CV ₅ T° Lecho 4		-0,3					-2,626		
CV ₆ T° S. Lecho1	-0,193		0					-0,052	

Tabla 10-7: Prioridad de Uso de MVs para Control Junio.

Variable	MV ₁ 4517	MV ₂ 4537	MV ₃ 4520	MV ₄ 4538A	MV ₅ 4538B	MV ₆ 4523	MV ₇ 4526	MV ₈ 4517A	MV ₉ 4520A
CV ₁ T° Lecho 1	Bajo		Normal					Normal	
CV ₂ T° Lecho 2		Normal	+ Bajo						Bajo
CV ₃ Δ T° Lecho 2		Normal	Normal	Normal	Normal				
CV ₄ T° Lecho 3	Normal					Normal			
CV ₅ T° Lecho 4		Bajo					Normal		
CV ₆ T° S. Lecho1	Bajo		Normal					Normal	

Tabla 10-8: Matriz de Ganancias DVs Junio.

Variable	DV ₁ T° Salida 1	DV ₂ T° Salida 2	DV ₃ T° Salida 3	DV ₄ V. Bypass 1	DV ₅ V. Bypass 2	DV ₆ Flujo SO ₂
CV ₁ T° Lecho 1				0,587		0,00063
CV ₂ T° Lecho 2	0,35					0,00072
CV ₃ Δ T° Lecho 2						0
CV ₄ T° Lecho 3		0,6			-0,236	0
CV ₅ T° Lecho 4			0,337			0,0033
CV ₆ T° S. Lecho1						0,0056

- Sintonía variables manipuladas**

La resolución de los movimientos para todas las MVs se configura en 0,01 para lograr que todo movimiento calculado en el problema de control sea ejecutado. Por otro lado, los parámetros de configuración de las MVs se presentan en la Tabla 10-9.

Los pesos más bajos se la llevan las válvulas que se desea que modulen con mayor frecuencia como son la MV1 y MV8 para mantener siempre controlado el primer paso y la MV7 para que mantenga el cuarto paso en el rango deseado.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Tabla 10-9: Parámetros MVs Junio.

MV #	CV Descripción	Número Bloque	Máx Mov Abajo	Máx Mov Arriba	Peso
1	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 1	10	5	5	0,0786
2	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 2 (TIC4520)	10	5	5	0,1454
3	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 2 (TIC4537)	10	5	5	0,1527
4	Válvula de Control Delta Paso 2 A	10	5	5	0,0741
5	Válvula de Control Delta Paso 2 B	10	5	5	0,0741
6	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 3	10	5	5	1,2496
7	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 4	10	5	5	0,0145
8	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 1A (TIC4517A)	10	5	5	0,0936
9	Controlador de Temperatura de Entrada Paso 2A (TIC4520A)	10	5	5	0,1532

D) Resultados Junio

Los resultados presentados corresponden al periodo entre el 02 de febrero y el 15 de junio del año 2022, completando 1178,42 horas para cada condición, encendido y apagado.

Se considero para el análisis el APC encendido después del 18 de abril, fecha en que se realizó el ultimo acondicionamiento importante del sistema.

Como filtro operacional se considera que el Horno Flash debe estar en funcionamiento y que el flujo de SO₂ alimentado a la planta debe ser superior a 5000 Nm³/h.

Las temperaturas del reactor, al ser este autotérmico, dependerán directamente del flujo de SO₂ entrante al circuito de reacción, por lo que para tener un periodo de análisis representativo se requiere que el valor del flujo sea similar con APC encendido y apagado.

En el periodo evaluado, el flujo promedio de SO₂ tiene una diferencia de 0.04% y la distribución de frecuencias, presentadas en el histograma de la Figura 10-58, presenta una forma similar para ambas condiciones.

La estrategia seguida con APC encendido es el aumento en la temperatura de todos los pasos, para sustentar de mejor manera al reactor en los periodos de baja carga de SO₂, y que de esta manera el catalizador dentro de los distintos lechos se encuentre con un mayor porcentaje de activación.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

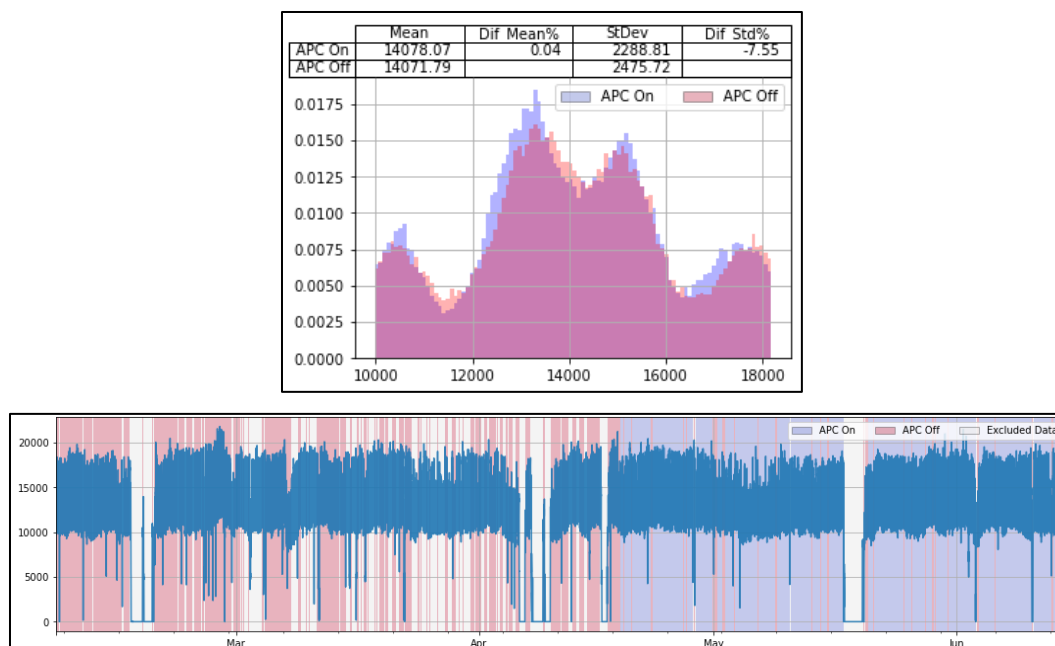


Figura 10-58: Flujo de SO₂ en Nm³/h para el periodo de análisis.

Cambio en el punto operacional

Para periodos prolongados de preparación de carga en los CPS, se tiene una baja carga de SO₂ hacia el reactor, y dado que el reactor es autotérmico, se produce la disminución de las temperaturas a lo largo de todo el circuito de reacción. Al estar cargado el CPS, y ponerse en funcionamiento, la carga de SO₂ aumenta rápidamente, por lo que, si los lechos no se encuentran en sus temperaturas normales de operación se pueden tener emisiones por sobre las 600 PPM por un periodo acotado de tiempo.

Como se mencionó anteriormente la estrategia de control buscada con el sistema APC encendido, es aumentar la temperatura de operación de los distintos lechos, para que el catalizador dentro del reactor funcione de mejor manera.

Desde la Figura 10-59 a la Figura 10-62, se presenta el cambio en el punto operacional para las temperaturas de los 4 lechos de reacción. Por otro lado, la variabilidad en estas temperaturas presenta una disminución entre el 10% y el 30%, destacando en el tercer lecho que se tiene una concentración de las temperaturas por sobre los 440°C, punto en que mejora su eficiencia de conversión.

El segundo lecho del reactor consta de dos entradas, por lo que para evitar canalizaciones dentro del mismo se requiere que ambas temperaturas de entradas no presenten diferencia. En la Figura 10-63 se

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

aprecia que con el sistema en funcionamiento la diferencia de temperaturas se concentra en torno al valor cero, reduciendo la variabilidad cerca de un 85%.

El problema de trabajar en este punto de operación de mayores temperaturas es que la temperatura de salida del primer paso del reactor también aumenta, como se aprecia en la Figura 10-64. Debido a la alarma critica de proceso que se activa al llegar a los 630°C en esta salida, se requiere de un monitoreo constante de la temperatura y la toma de acciones de control lo suficientemente preventivas para evitar alcanzar este valor. Esto último lleva a estar trabajando más frio el reactor cuando el APC esta apagado.

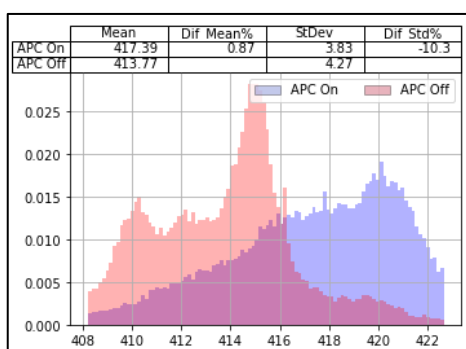


Figura 10-59. CV1: T° primer lecho °C.

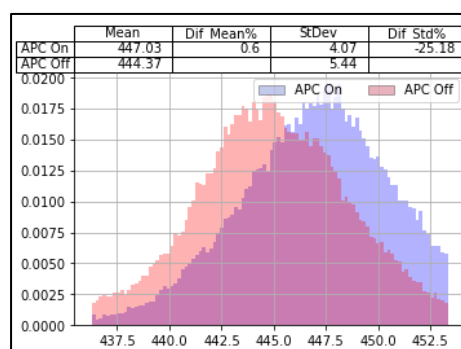


Figura 10-60. CV2: T° segundo lecho °C.

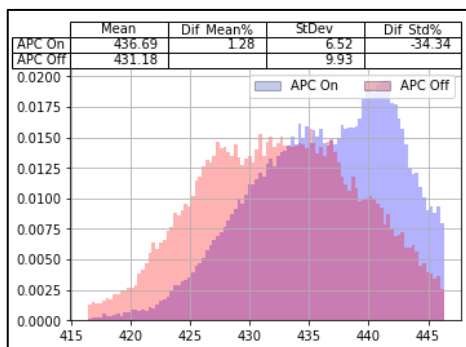


Figura 10-61. CV4: T° tercer lecho °C.

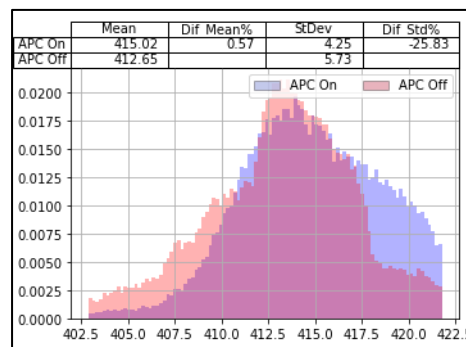


Figura 10-62. CV5: T° cuarto lecho °C.

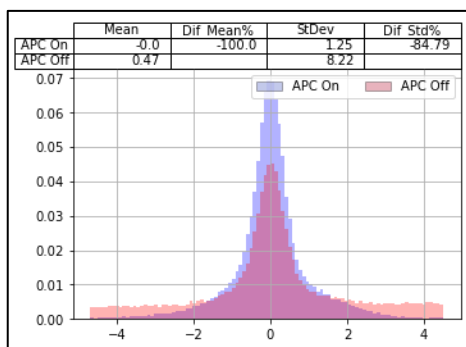


Figura 10-63. CV3: Δ de T° del segundo lecho °C.

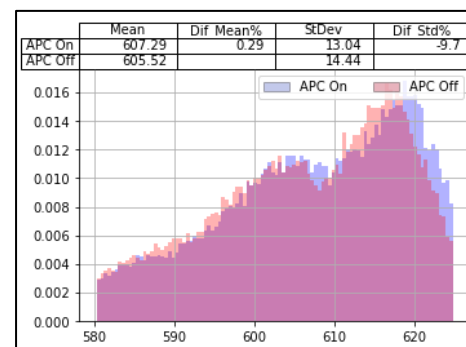


Figura 10-64. CV6: T° de salida del primer lecho °C.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

Reducción de Emisiones

Como se aprecia en la Figura 10-65, el sistema encendido, mediante el cambio en el punto operacional logra una eficiencia promedio 0.01% mayor. Esto se traduce en una disminución del orden del 7% en las emisiones promedio y una disminución de los eventos con emisión sobre las 400 PPM, como se presenta en la Figura 10-66.

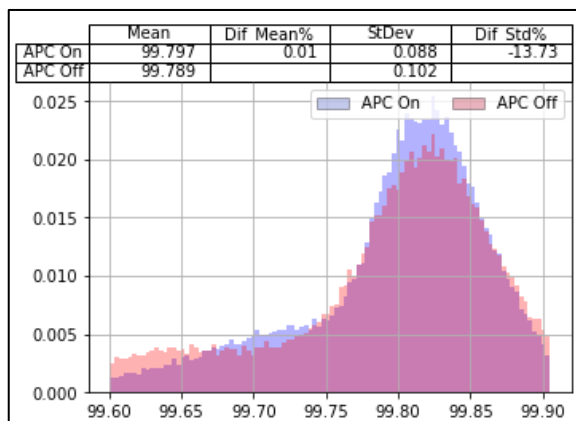


Figura 10-65: Eficiencia reactor.

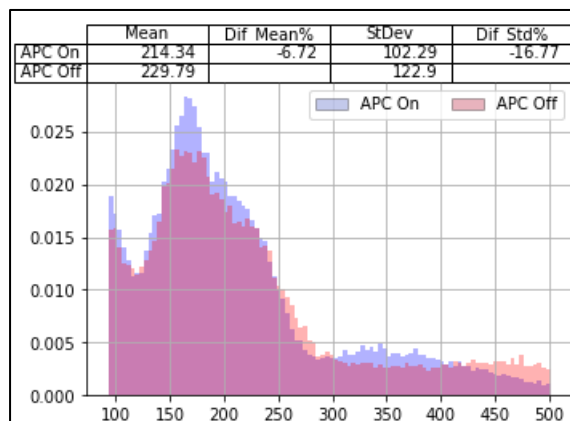


Figura 10-66: Emisiones planta de ácido ppm de SO₂.

Al contar el número de eventos con emisiones superiores a las 600 PPM y evaluar su tiempo promedio, se obtiene que para el APC apagado se produjeron 128 eventos con una duración promedio de 7,6 minutos, mientras que con APC encendido se redujo a 37 eventos con una duración promedio de 7 minutos.

Con la información anterior se tiene con APC encendido una reducción del 71,1% del número de eventos y una disminución del 13,32% en el tiempo de duración del evento.

El reactor al mantener más altas las temperaturas de los lechos, se encuentra mejor preparado para reducir el SO₂ a SO₃ cuando se tiene una subida abrupta en la concentración de la corriente gaseosa a procesar, traduciéndose en esta reducción de eventos.

Control de Temperatura de Salida

En cuanto al control de la temperatura de salida, como se mencionó anteriormente, al estar trabajando en un punto de operación de mayor temperatura, la salida también tiende a aumentar, y las acciones necesarias para reducir su valor no son de efecto inmediato, por lo que deben ser realizadas con la suficiente previsión.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

El sistema al estar funcionando trata de mantener la temperatura de entrada al primer lecho del reactor lo más caliente posible, de esta manera, secuencialmente, los demás lechos también logran mantener altas sus temperaturas. En el momento en que se detecta un cambio positivo en la pendiente de la entrada de SO_2 y la temperatura de salida esta por sobre los 623°C , el APC toma las acciones necesarias para controlar esta temperatura, teniendo como efecto inmediato la reducción de la temperatura de entrada al primer lecho. La situación antes descrita se puede ver encerrada en un ovalo en las Figura 10-67, 10-69 y 10-70.

Al terminar el evento, o al reducirse drásticamente la carga de SO_2 , el sistema rápidamente aumenta la temperatura de entrada del primer lecho para seguir aplicando la estrategia de control.

En el periodo evaluado con APC apagado se presentaron 52 eventos con una duración acumulada de 7,6 horas, mientras que con APC encendido se redujo el número de eventos a 31 con una duración acumulada de 3 horas. Esto se traduce en una reducción del 40,38% de los eventos y una disminución del 60,52% del tiempo acumulado en esta condición.

La temperatura máxima en la salida alcanzada con APC apagado es de 636.74°C , y para APC encendido de 634°C .

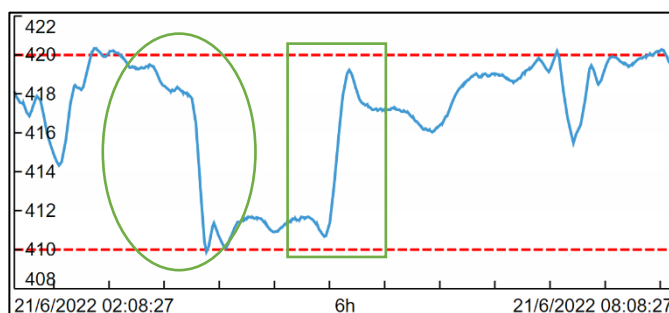


Figura 10-67: T° entrada primer lecho.

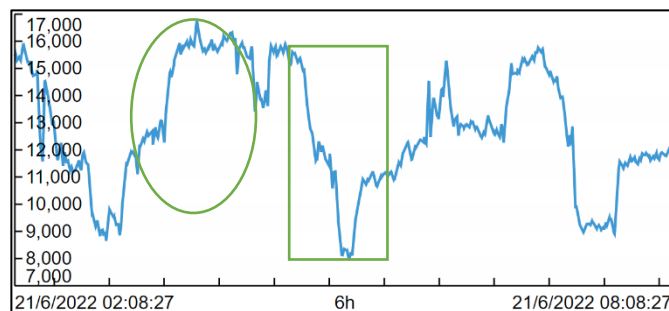


Figura 10-68: Flujo de SO_2 .

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

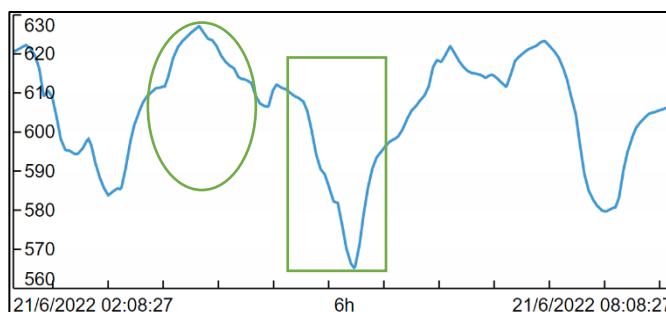


Figura 10-69: T° salida primer lecho.

Disminución de la variabilidad del sistema

Las distintas variables del sistema, como ya se mencionó anteriormente, ven reducida su variabilidad, la cual es reportada en la Tabla 10-10.

Tabla 10-10: Reducción de Variabilidad en CVs.

CV	T° 1 lecho	T° 2 Lecho	T° Delta	T° 3 Lecho	T° 4 Lecho	T° Salida 1
Reducción						
Variabilidad	-10,3	-25,18	-84,79	-34,34	-25,83	-9,7
[%]						

Se destaca la reducción en la desviación estándar del delta de temperaturas de entrada al segundo paso, variable que pese a ser dejada fuera del sistema APC, obtiene la mayor reducción entre todas las variables controladas. Esto se atribuye a que la menor modulación de las válvulas del sistema permite al lazo PID del delta enfrentarse a un menor número de perturbaciones.

Por otro lado, las variables con menor reducción en la variabilidad son las temperaturas del primer paso del reactor, tanto la entrada como la salida. Las válvulas que controlan estas temperaturas son las que presentan una mayor modulación, ya que estas, también tienen influencia en otras CVs, por lo que las temperaturas del primer paso están variando constantemente dentro del rango definido por operaciones.

En la Figura 10-70 se presenta el valor de temperatura para algunas CVs y en la Figura 10-71 el valor de apertura de algunas MVs.

Sombreado de color rojo se tiene el periodo con APC apagado y sombreado de color azul, el periodo con APC encendido.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

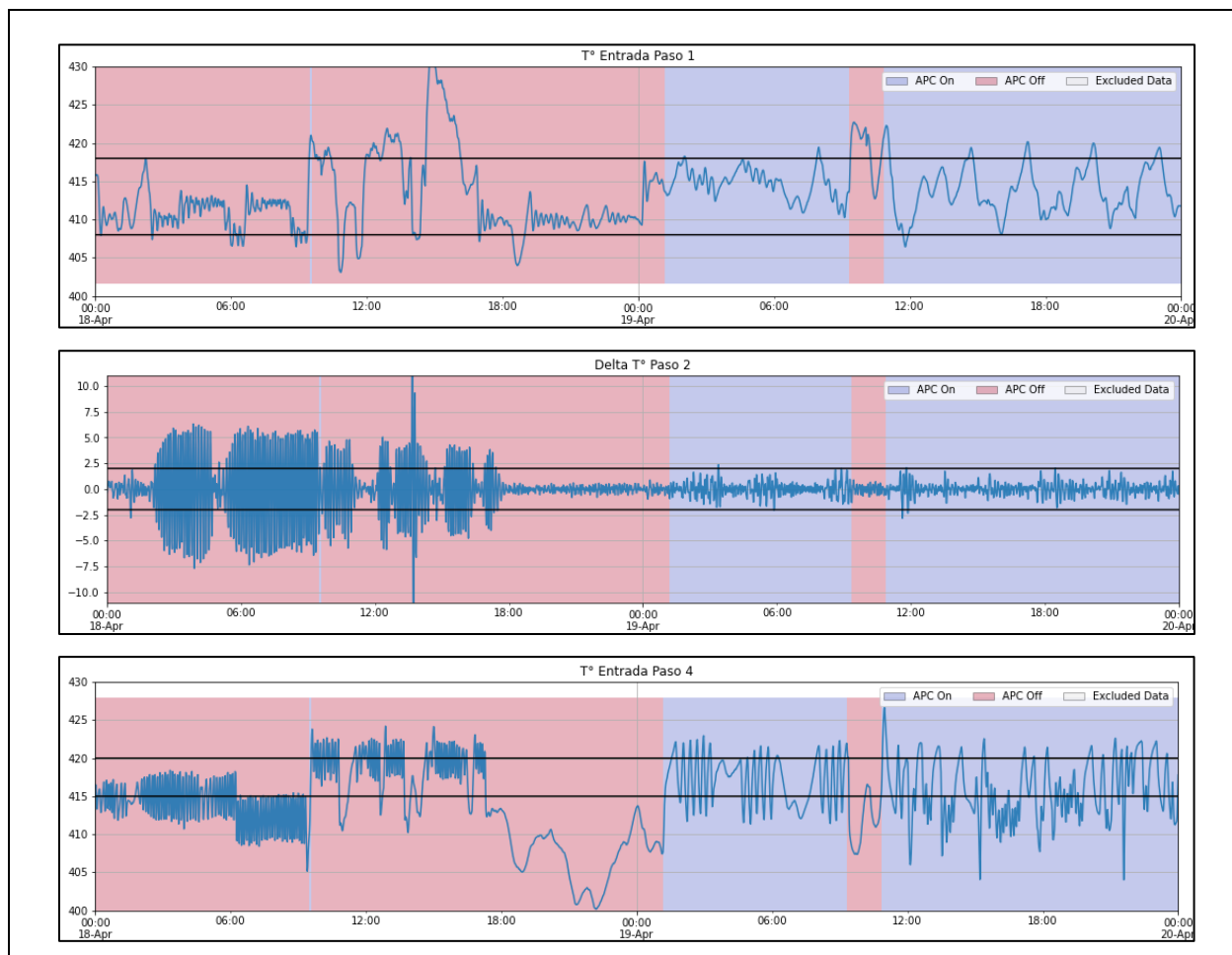


Figura 10-70: Valores de Temperaturas para distintas CVs.

En la Figura 10-70 se puede apreciar que cuando el sistema APC se encuentra apagado, las distintas CVs, presentan una alta oscilación en torno a valores de set point asignados. En especial el Delta de temperatura de entrada al segundo paso, presenta la mayor parte del tiempo una oscilación entre valores cercanos a -5 y 5. Cuando el sistema es encendido las distintas CVs comienzan a utilizar el rango de control asignado y su oscilación es reducida.

En cuanto a las distintas válvulas presentadas en la Figura 10-71, se observa que al encender la aplicación de control los movimientos realizados para ejecutar acciones de control son más acotados y menos frecuentes.

El sistema APC busca resolver el problema de control (todas las CVs en rango) minimizando el número y magnitud de los movimientos de las distintas MVs.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

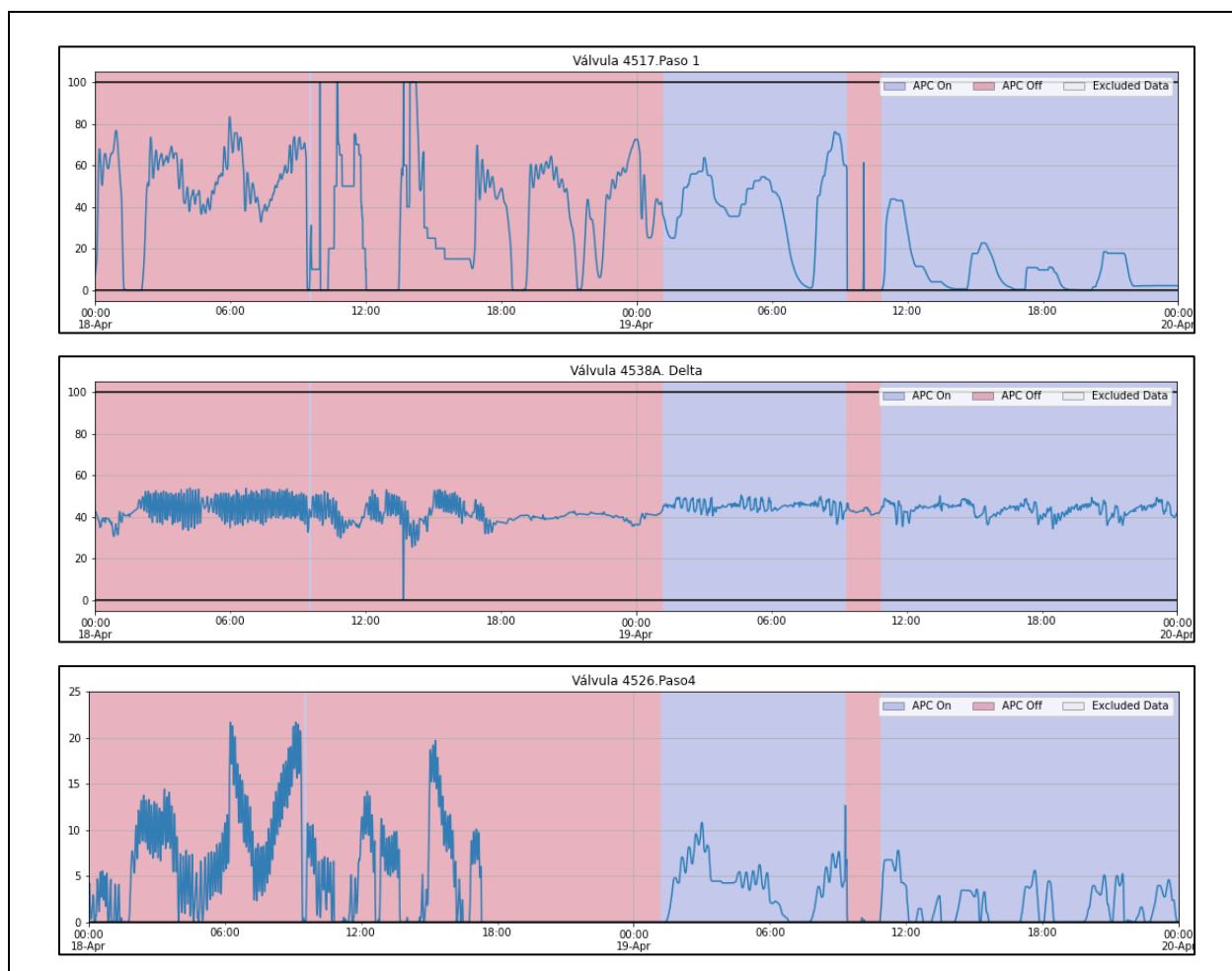


Figura 10-71: Valores de apertura de válvulas para distintas MVs.

Utilización de la aplicación APC

El sistema en el mes de junio consta de una utilización mensual del 98%, esta utilización es calculada bajo las siguientes condiciones operacionales:

- Flujo de $\text{SO}_2 > 5000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Condición mínima para autotermia de la planta)
- Válvula HIC2022 apertura superior a 50% (A menor apertura se opera con soporte térmico en la planta)
- Temperatura paso 3 superior a 420°C y temperatura paso 4 superior a 400°C . (Temperaturas que se deben alcanzar tras una detención para quitar el soporte térmico)

En la Figura 10-72 se presenta la evolución de la utilización mensual en los últimos 5 meses y la utilización diaria el mes de junio.

CAPÍTULO 10 - ANEXOS

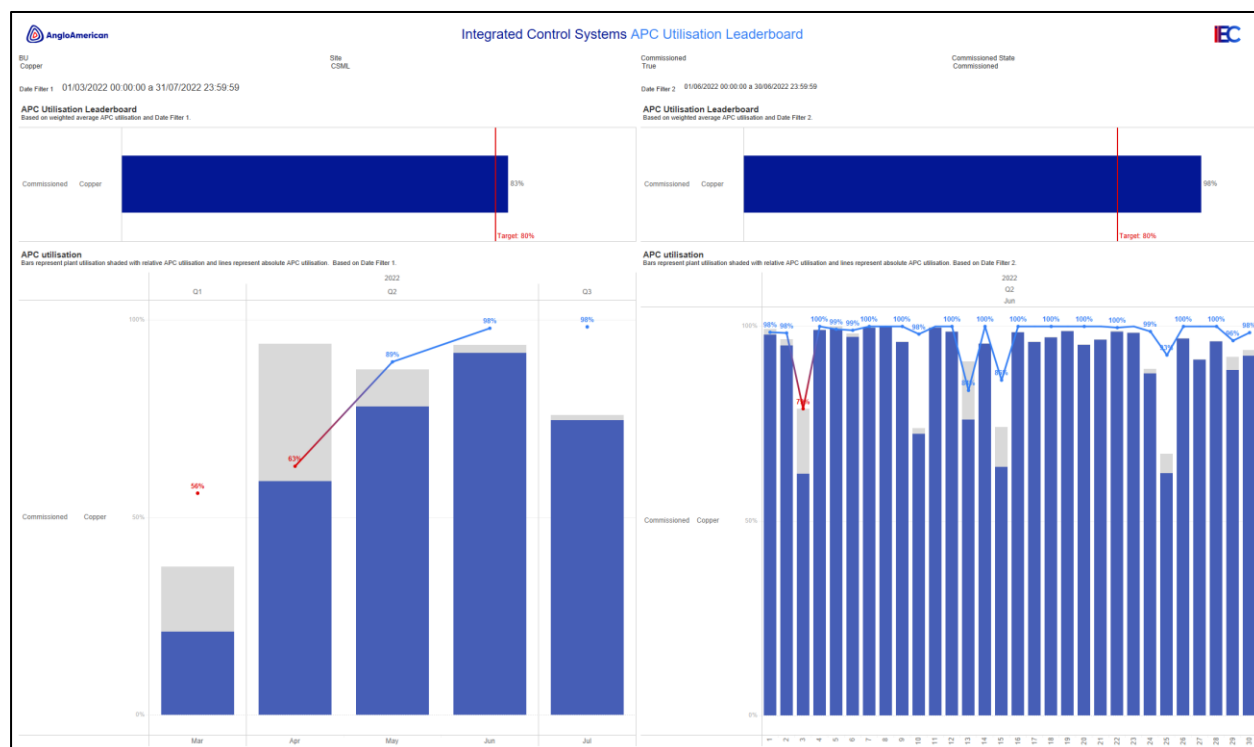


Figura 10-72: Utilización APC Reactor, 5 meses.

E) Conclusiones

- La plataforma de control desarrollada incluye las variables necesarias para llevar el control de las temperaturas del reactor sin la necesidad de mayor intervención humana.
- La sintonía lograda del controlador permite la operación prolongada del mismo en diversas condiciones de operación, teniendo una utilización mensual superior al 95%.
- El sistema APC al funcionar reduce la variabilidad del sistema para la mayoría de las CVs en el orden de 10 a 30% y para el delta de temperatura en el orden del 85%.
- Las emisiones promedio con APC encendido se ven reducidas en un 7%, mientras que los eventos de emisión por sobre 600 ppm disminuyen en un 71%.
- El sistema logra una mejora significativa en el control de la temperatura de salida del primer paso, reduciendo los eventos y el tiempo acumulado de la condición en 40% y 60% respectivamente.
- El sistema implementado permite un mejor control del proceso y es una ayuda para la operación.

CAPÍTULO 11 - REFERENCIAS

11 - REFERENCIAS

- [1] Anglo American plc, "Fundición Chagres – Anglo American Chile".
<https://chile.angloamerican.com/operaciones/fundicion-chagres.aspx> (accedido oct. 08, 2021).
- [2] Google, "Fundición Chagres. AngloAmerican - Google Maps".
<https://www.google.com/maps/place/Fundición+Chagres.+AngloAmerican/@-32.8052509,-70.9579316,16z/data=!4m5!3m4!1s0x96883aff0e372607:0x7d447f2e7b00625a!8m2!3d-32.8037626!4d-70.9583224?hl=es-419> (accedido oct. 08, 2021).
- [3] Comisión Chilena del Cobre, "Producción chilena de cobre".
<https://www.cochilco.cl:4040/boletin-web/pages/tabla16/buscar.jsf> (accedido oct. 08, 2021).
- [4] Consejo Minero, "Chagres – Consejo Minero". <https://consejominero.cl/quienes-somos/mapa-minero/chagres/> (accedido oct. 08, 2021).
- [5] Anglo American plc, "Diagramas de Procesos Operación Chagres". San Felipe, 2022.
- [6] Minortex-BM Group, "Exportación de minerales y concentrados".
<https://bmgroup.com.pe/empresa/minortex/> (accedido oct. 09, 2021).
- [7] Fundición Chagres, *Descipción General Proceso Fusión Horno Flash*. 2017.
- [8] A. Kuusisalo, *Instrucciones de operación para secador a vapor Kumera*. 2016.
- [9] V. Córdova, "Diseño y Evaluación de Instrumentación Espectral e Hiperespectral para Aplicación en la Pirometalurgia del Cobre", Universidad de Concepción, Concepción, 2019.
- [10] C. Zapata, "Seminario de Ingeniería Civil Química PUCV, Planta de ácido sulfúrico", 2019.
- [11] Anglo American plc, *Manual de operación sección de limpieza de la planta de ácido sulfúrico*. San Felipe, 2014.
- [12] Haldor Topsoe, "Product VK38". <https://www.topsoe.com/products/catalysts/vk38k> (accedido oct. 11, 2021).

CAPÍTULO 11 - REFERENCIAS

- [13] Haldor Topsoe, “Product VK59”. <https://www.topsoe.com/products/catalysts/vk59> (accedido oct. 11, 2021).
- [14] Haldor Topsoe, “Product VK69”. <https://www.topsoe.com/products/catalysts/vk69> (accedido oct. 11, 2021).
- [15] J. A. Sánchez, *Control avanzado de procesos*, 1ª ed. Madrid: Instituto Superior de la Energía, 2009.
- [16] K. Ogata, *Ingeniería de control moderna*, 5ª ed. Madrid: Prentice Hall, 2010.
- [17] C. Smith y A. Corripio, *Control Automático de Procesos (Teoría y Práctica)*, 1ª ed. Mexico: Limusa, 1991.
- [18] “Función de transferencia: Lo que nunca te enseñaron.” <https://controlautomaticoeducacion.com/analisis-de-sistemas/funcion-de-transferencia/> (accedido feb. 13, 2022).
- [19] S. Lahiri, *Multivariable Predictive Control (Applications in Industry)*, 1ª ed. Honoken: John Wiley & Sons, 2017.
- [20] S. Lahiri, *Profit Maximization Techniques for Operating Chemical Plants*, 1ª ed. Durgapur: John Wiley & Sons Inc., 2020.
- [21] Honeywell International Inc., *Linear Identifier User’s Guide*. 2012.
- [22] Y. Zhu, *Multivariable System Identification for Process Control*. Eindhoven: Elsevier Science & Technology Books, 2001.
- [23] Zhuxin J. Lu, J. Ward MacArthur, y Brian C. Horn, “Method of multivariable predictive control utilizing range control”, 5351184, sep. 27, 1994.
- [24] Honeywell International Inc., *Advance Process Control: Profit Controller Concepts Reference Guide, Release 410*. 2012.
- [25] Zhuxin J. Lu, J. Ward Mac Arthur, y Brian C. Horn, “Method of process controller optimization in a multivariable predictive controller”, 5758047, may 26, 1998.
- [26] Honeywell International Inc., “Profit Controller Functional Structure”. 2021.

CAPÍTULO 11 - REFERENCIAS

- [27] U. Sander, H. Fischer, U. Rothe, R. Kola, y A. More, *Sulphur, sulphur dioxide, and sulphuric acid: An introduction to their industrial chemistry and technology*. Wiley-VCH, 1984.
- [28] M. J. King, W. G. Daveport, y M. S. Moats, *Sulphuric Acid Manufacture Analysis, Control & Optimization*. 2013.
- [29] L. Pernett Bolaño, I. A. Ochoa Martínez, M. E. Robledo Barrios, y C. A. Rueda Durán, “Modelamiento y simulación de un reactor catalítico para la oxidación de SO₂ a SO₃, utilizando V2O5 como catalizador”, *Prospectiva*, vol. 14, n° 1, pp. 39–46, feb. 2016, doi: 10.15665/RP.V14I1.647.
- [30] Honeywell International Inc., “Experion PKS”. <https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/control-monitoring-and-safety-systems/integrated-control-and-safety-systems/experion-pks/Pages/default.aspx> (accedido oct. 12, 2021).
- [31] Kairos Mining - Honeywell, “Protocolo de encendido APC”. 2021.
- [32] Kairos Mining - Honeywell, *Estándares para sintonía de controladores RMPCT*. 2011.
- [33] Dell Technologies, “As Built Document Anglo American Chagres”. 2021.