



UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA
FACULTAD DE INGENIERÍA



Simulación y Control de Sistema de Saneamiento

TESIS PRESENTADA A LA FACULTAD DE INGENIERÍA DE LA
UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA POR

Ing. Agustín Eduardo Rodríguez Esteva

EN CUMPLIMIENTO PARCIAL DE LOS REQUERIMIENTOS
PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
MAGISTER EN INGENIERÍA ELÉCTRICA.

DIRECTORES DE TESIS

Dr. Pablo Monzón Universidad de la República
Ing. Javier Román Universidad de la República

TRIBUNAL

Prof. Rafael Canetti Universidad de la República
Dr. Pablo Monzón Universidad de la República
Dr. Francisco Pedocchi Universidad de la República
Dr. Nicolás Pérez Universidad de la República
Ing. Javier Román Universidad de la República
M. Sc. Pablo Senatore Pensur

DIRECTOR ACADÉMICO

Dr. Pablo Monzón Universidad de la República

Montevideo
viernes 17 abril, 2020

Simulación y Control de Sistema de Saneamiento, Ing. Agustín Eduardo Rodríguez
Esteva.

ISSN 1688-2806

Esta tesis fue preparada en L^AT_EX usando la clase iietesis (v1.1).
Contiene un total de 144 páginas.
Compilada el viernes 17 abril, 2020.
<http://iie.fing.edu.uy/>

I think it's very important to have a feedback loop, where you're constantly thinking about what you've done and how you could be doing it better.

ELON MUSK

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Agradecimientos

Quiero agradecer a todas las personas que con su ayuda colaboraron durante el desarrollo de este proyecto, especialmente:

A mis padres.

A mi novia y mis amigos por su apoyo a lo largo de la aventura de lograr la titulación de Magister en Ingeniería Eléctrica.

A Pablo Monzón y a Javier Román por la inagotable fuente de información para despejar dudas y por proponer siempre un próximo paso a seguir.

A Mauricio González y a Javier Schandy por su incansable ayuda y aliento a continuar.

Al equipo de ABB, especialmente Leonardo Lluviera, por su colaboración constante.

Al Instituto de Ingeniería Eléctrica por hacerme sentir como en mi casa.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Abstract

This work describes the state of the art of the technologies available for the development of automation systems. In addition, the methods of process control of greater application in the industry are studied.

The implementation of a large project for the public sewer system in the western part of the city Montevideo, Uruguay was carried out. The logic that governs part of this system was designed and programmed on the ABB 800xA distributed control platform.

As part of this work, the hydraulic system was modeled in Simulink and the real time linking of this simulation with the automation software was documented. The response of the industrial controller was evaluated in comparison to the data obtained from the same algorithm implemented in a numeric calculation tool.

This practical application responds to a manifest need of the process industry of designing software simulations of the systems response prior to the field tests carried out on the start up of the automation hardware. The development of this type of tools is also very useful later in the training of the future operators of the industrial plant, as well as it becoming an instrument for innovation and process improvement.

Finally, this type of projects becoming an academic research line based on process simulation and its subsequent connection to an industrial control system is introduced as future work. This allows us to analyze the implementation of advanced control algorithms without the need to alter the operation of a plant. In systems such as the one studied in this work, this becomes of great value since it is not permissible to pause its operation for testing because it is an essential service for the population of the city.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Resumen

Este trabajo describe el estado del arte de las tecnologías disponibles para el desarrollo de automatismos en sistemas de control industrial. Además, se estudian los métodos de regulación de procesos de mayor aplicación en la industria.

Se realizó la implementación de un proyecto de gran porte para el saneamiento público de la zona oeste de la ciudad Montevideo, Uruguay. Se diseñaron y programaron los automatismos que gobiernan parte de este sistema sobre la plataforma de control distribuido 800xA de ABB.

Como parte de este trabajo se modeló el sistema hidráulico en Simulink y se documentó la integración en tiempo real de esta simulación al software de automatización. Se evaluó la respuesta del controlador industrial en comparación con los datos obtenidos del mismo algoritmo implementado en una herramienta de cálculo matemático.

Esta aplicación práctica responde a una necesidad manifiesta de la industria de métodos de simulación de procesos como tarea previa a las pruebas de campo que se realizan en la puesta en marcha de los sistemas de automatización. El desarrollo de este tipo de herramientas resultan de gran utilidad luego en la capacitación de los futuros operadores de la planta industrial, así como también se transforman en un instrumento para la innovación y mejora del proceso.

Se introduce finalmente como trabajo futuro la continuación de este tipo de proyectos como línea de investigación académica basada en la simulación de procesos y su posterior conexión a automatismos de control industrial. Esto permite el análisis de implementaciones de algoritmos de control avanzado sin la necesidad de alterar el funcionamiento de una planta. En sistemas como el estudiado en este trabajo, esto resulta de especial valor dado que no es admisible pausar su operativa para la realización de pruebas por ser un servicio esencial para la población de la ciudad.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Tabla de contenidos

Agradecimientos	III
Abstract	V
Resumen	VII
1. Introducción	1
1.1. Introducción al proyecto	1
1.2. Introducción a los sistemas de control	2
1.3. Organización de la tesis	6
2. Control industrial	9
2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS	9
2.1.1. PLC	9
2.1.2. HMI y SCADA	13
2.1.3. DCS	16
2.2. Normativa internacional	19
2.2.1. Diseño HMI y SCADAs - ISA 101	19
2.2.2. Gestión de alarmas	23
2.2.3. Norma IEC 61131	25
2.2.4. Norma IEC 61499	28
3. Comunicaciones industriales	29
3.1. Modbus y Modbus/TCP	30
3.2. DeviceNet	31
3.3. EtherCAT	32
3.4. Profibus y Profinet	33
3.5. Estándar OPC	34
3.6. Instrumentación analógica y actuadores simples	35
4. Estrategias de control de procesos	37
4.1. Control cascada	37
4.2. Control feedforward	40
4.3. Control PID	42
4.4. Controlador de ganancia programada	48
4.5. Controlador adaptativo	49

Tabla de contenidos

4.6. Control MPC	51
5. Proyecto de saneamiento urbano	55
5.1. Introducción al sistema de estudio	56
5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso	57
5.2.1. Descripción general de la planta	57
5.2.2. Algoritmo de control de bombas	58
5.2.3. Programa en 800xA	59
5.3. Modelado para simulación de EB-PA	65
5.3.1. Cámara de entrada	66
5.3.2. Vertedero	67
5.3.3. Compuertas de canales #1 y #2	68
5.3.4. Rejas de canales #1 y #2	68
5.3.5. Pozo de bombeo	69
5.3.6. Compuerta de bypass	70
5.3.7. Compuertas de alivio #1 y #2	70
5.3.8. Equipos de bombeo	71
5.3.9. Controlador simulado	73
5.3.10. Gráficos	74
5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink	75
5.4.1. Operación normal con rejas limpias	76
5.4.2. Operación normal con rejas sucias	79
5.4.3. Operación bajo lluvia con rejas limpias	82
5.4.4. Operación bajo lluvia y con rejas sucias	85
5.4.5. Resumen simulación con controlador en Simulink	88
5.5. Simulación con controlador en DCS	89
5.5.1. Operación normal con rejas limpias	90
5.5.2. Operación normal con rejas sucias	93
5.5.3. Operación bajo lluvia con rejas limpias	96
5.5.4. Operación bajo lluvia y con rejas sucias	99
5.5.5. Resumen simulación con controlador en el PLC	102
5.6. Comparación de los resultados de las simulaciones	103
6. Conclusiones	107
Apéndices	110
A. Conexión DCS – Simulink	111
Referencias	115
Glosario	123
Índice de tablas	124
Índice de figuras	126

Capítulo 1

Introducción

1.1. Introducción al proyecto

La tesis se enmarca dentro del plan de obras de la Intendencia de Montevideo para el sistema de saneamiento del sector oeste de esta ciudad. Se realizaron actividades para colaborar en la planificación, diseño e implementación de la cuarta etapa del proyecto, actualmente en ejecución. Se investigó además sobre el estado del arte de las tecnologías utilizadas, generando una documentación descriptiva de las mismas. Finalmente se diseñó un simulador de un subconjunto de elementos del sistema.

El sistema estudiado consiste en estaciones de bombeo interconectadas, una planta de pretratamiento y un emisario de disposición final. La operación de los equipos de bombeo debe contar con los más altos estándares de seguridad y robustez, siendo especificado en el pliego del proyecto el requerimiento de implementar un sistema de control distribuido. Las dimensiones del proyecto de control son de aproximadamente 2300 señales de entrada/salida, contando además con redundancia de redes internas, controladores y servidores.

El trabajo implicó además generar especificaciones funcionales detalladas para colaborar en la implementación de los algoritmos de control.

En esta tesis se realizó la investigación y documentación del estado del arte de los equipos involucrados así como de los métodos de comunicación y sus requerimientos.

El equipamiento hidráulico incluye bombas de potencias considerables ($500kW$) y tuberías de hasta $1500mm$ de diámetro por lo cual resultó como un adicional de valor al proyecto de la IM el desarrollo de simulaciones hidráulicas del sistema como herramienta de predicción de la respuesta frente a arranques y otros eventos. Fue necesario implementar un método de comunicación entre el simulador y el controlador a instalar de forma de verificar las rutinas de control implementadas en el equipo real.

En particular, resulta importante analizar en las simulaciones los transitorios hidráulicos en los pozos de bombeo y la validación de la estrategia de control de nivel y caudal para minimizar las perturbaciones hidráulicas ante eventos discretos

Capítulo 1. Introducción

tales como rotación de bombas, lluvias, paradas no previstas, fallas en las comunicaciones, etc. Esto permite contar a futuro con una herramienta que posibilita analizar las distintas situaciones de funcionamiento y así prever la reacción del sistema, incluso antes eventos no planificados en su diseño. Esta herramienta podrá resultar además de importancia para la capacitación de los operarios y usuarios del sistema previo a la puesta en funcionamiento.

1.2. Introducción a los sistemas de control

Los sistemas de control se encuentran presentes en el día a día, desde aplicaciones como el regulador de temperatura de una estufa hasta la regulación del valor de una divisa por parte de un organismo. Este trabajo se enfoca en controladores para procesos industriales, presentando una descripción de distintas topologías de control junto con las principales aplicaciones de las mismas.

Es posible modelar gran cantidad de sistemas como de causa-efecto a través de un bloque S que procesa la entrada u y genera una respuesta y frente a la misma de acuerdo a la Fig. 1.1.



Figura 1.1: Sistema modelado como de causa-efecto

Una primera aproximación al control de un sistema de este tipo es la de intercalar un controlador C en serie como se presenta en la Fig. 1.2 que, contando con una entrada SP de setpoint o valor deseado de operación, le transfiera al sistema original una entrada u tal que la salida y se aproxime al valor seleccionado en SP . Este tipo de sistema busca adecuar la entrada al sistema de forma de que la salida del mismo refleje lo más posible el valor de operación deseado. Este tipo de controlador fue el primero desarrollado por la humanidad y se denomina control en lazo abierto, es decir, el controlador cuenta como única entrada el valor de setpoint y no cuenta con información sobre el estado actual del sistema.

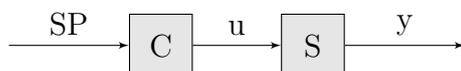


Figura 1.2: Sistema modelado con un controlador en lazo abierto

Entre los años 300 y 250 b.c. surgieron las primeras mejoras a este tipo de controlador mediante la implementación de un lazo de realimentación que mejora la precisión de ajuste entre la entrada SP y la salida y . Esta topología utiliza la señal de error e , consistente en la diferencia entre la salida obtenida y la deseada como señal de entrada al controlador, de forma de disminuir esta diferencia a través

1.2. Introducción a los sistemas de control

de implementar un lazo cerrado de control de acuerdo a lo presentado en la Fig. 1.3.

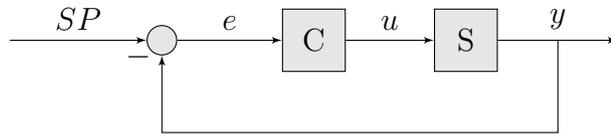


Figura 1.3: Sistema modelado con un controlador en lazo cerrado

Uno de los primeros sistemas con un lazo de realimentación para controlar la altura de un líquido surgió en aproximadamente 250 b.c. [95] con la creación por parte de Philo de Bizancio de una lámpara de aceite que recargaba combustible en forma automática. El diagrama de la misma se presenta en la Fig. 1.4 donde se puede observar una cuba inferior correspondiente al reservorio de aceite de la lámpara y un recipiente elevado y sellado al ambiente conteniendo combustible adicional. Al descubrirse la boquilla presente a la altura h_1 , permite el ingreso de aire al recipiente elevado y por lo tanto la recarga de aceite al reservorio de la lámpara. Al aumentar el nivel del reservorio a h_1 nuevamente no se permite el ingreso de aire y se bloquea la descarga de aceite. Se plantea como requisito de diseño que $h_1 < h_2$.

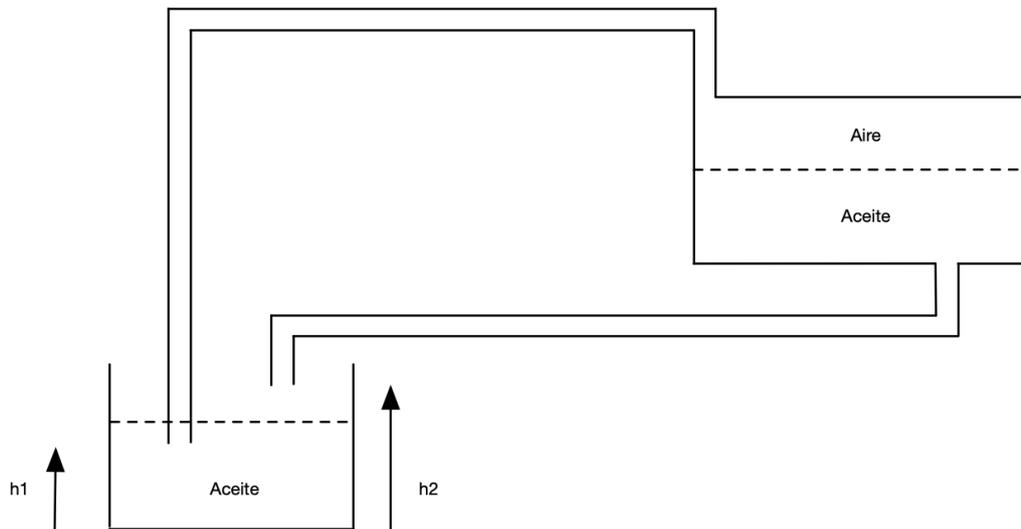


Figura 1.4: Diagrama de lámpara de Philon

Sin embargo, no fue sino hasta la revolución industrial en que se utilizaron controladores con realimentación en un entorno industrial con la introducción de la denominada Máquina de Watt [61]. Este dispositivo creado por James Watt en 1769 permitía controlar la velocidad de un motor a vapor y contaba con un lazo de

Capítulo 1. Introducción

realimentación de la velocidad del mismo. El control ejercido sobre el motor es del tipo proporcional y regula su acción en función de ciertos parámetros mecánicos.

Se presenta en la Fig. 1.5 obtenida de [62] un diagrama del dispositivo. Este consiste en un eje giratorio acoplado a través de una cadena o engranaje al rotor del motor, contando en la parte superior del eje con dos masas articuladas. Al aumentar la velocidad de giro del motor, las masas se alejan del eje y a través de un mecanismo mueven un pistón que disminuye la apertura de la válvula de vapor de ingreso al motor.

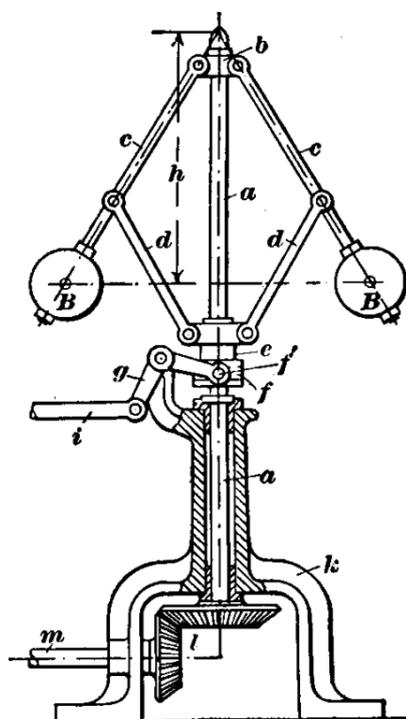


Figura 1.5: Diagrama de máquina de Watt

En el siglo XX, con la energización eléctrica de la gran mayoría de las fábricas entre 1900 y 1920 [34], surgieron elementos de mando eléctrico que permitieron la automatización secuencial de un proceso. Estos equipos se denominan relés y permiten accionar uno o más contactos eléctricos a través de otro par de contactos eléctricos de acuerdo al circuito de la Fig. 1.6.

1.2. Introducción a los sistemas de control

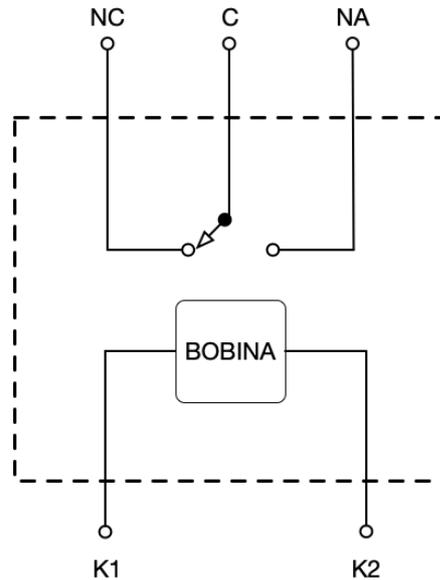


Figura 1.6: Diagrama interno de un relé

En situación de reposo, sin aplicar tensión entre los bornes $K1$ y $K2$, internamente el circuito conecta el borne común C al borne normalmente cerrado NC , dejando aislados C y el borne normalmente abierto NA . Al aplicar tensión entre $K1$ y $K2$, a través de una mecánica interna basada en el efecto electromagnético, se conectan los bornes C y NA , desconectándose el borne NC .

La conexión de varios de estos dispositivos entre sí permite generar funciones lógicas complejas. Rápidamente surgieron elementos que agregan retardos de tiempo en la lógica de relés denominados relés temporizados. Estos tienen un funcionamiento similar a un relé, pero conmutan los contactos de salida un período de tiempo posterior a la energización de los bornes $K1$ y $K2$.

Además, se introdujeron en los tableros de control industriales dispositivos que permiten detectar magnitudes físicas, como por ejemplo el nivel de un tanque o una temperatura. Estos dispositivos permitieron generar lazos de control automáticos para regular una magnitud física desde un tablero de relés.

Este tipo de controladores usualmente introducen un efecto de histéresis en la variable controlada debido a que por su topología no permiten fijar la variable en un valor exacto, sino que controlan la misma dentro de una banda. A modo de ejemplo, se muestra en la Fig. 1.7 un controlador que recibe como entrada una temperatura y actúa un calentador con dos posiciones posibles: encendido o apagado.

Se observa que la temperatura a controlar se mueve dentro de un intervalo mínimo y máximo admisible. En caso de disminuir la amplitud de esta banda de control para mejorar la precisión del sistema, se obtendría una mayor frecuencia de oscilación. En caso de que el actuador que maneje el calentador fuese un relé, que viene caracterizado por una cantidad de encendidos hasta su falla, se estaría acortando la vida útil del equipo.

Capítulo 1. Introducción

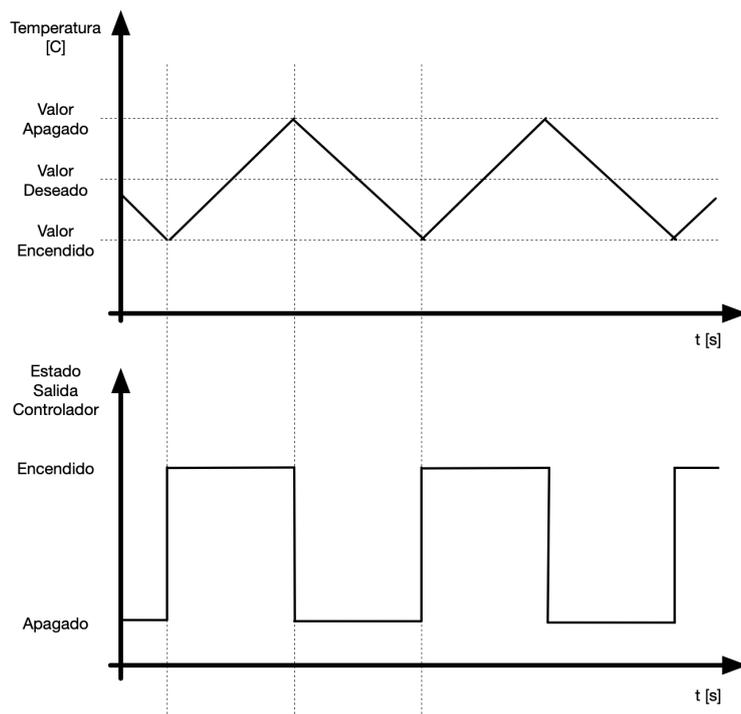


Figura 1.7: Diagrama de temperaturas para un controlador de dos posiciones

Un par de décadas luego surgieron los primeros controladores analógicos, los cuales permiten un ajuste preciso de la magnitud física relevada. En el caso del ejemplo analizado previamente de un calentador dentro de un tanque, un controlador con salida analógica permitiría utilizar un termómetro analógico y un calentador con potencia de salida variable, fijar la temperatura del proceso en el valor deseado.

A continuación, en el capítulo 2, se presentan las tecnologías utilizadas hoy en día para implementar automatismos de control en procesos industriales que sucedieron a los tableros de relés y controladores analógicos simples.

1.3. Organización de la tesis

En el capítulo 2 se presentan los dispositivos electrónicos que se utilizan hoy en día como controladores de proceso. Además, se describen los elementos de un sistema de control industrial junto con una introducción a los estándares internacionales de diseño de interfaces entre un operador y un controlador. Finalmente, se presentan las normativas actuales para la implementación de un proyecto de automatización industrial.

En el capítulo 3 se introducen distintas tecnologías de comunicación en entornos industriales, incluyendo las utilizadas en el caso de estudio de este proyecto.

Se realiza una introducción teórica a distintos métodos avanzados de control, en particular aquellos utilizados frecuentemente en entornos industriales, en el

1.3. Organización de la tesis

capítulo 4.

El caso de estudio analizado en esta tesis se presenta en el capítulo 5. Aquí se muestra el diseño de los automatismos realizados, el modelado del proceso y las simulaciones del funcionamiento hidráulico del mismo. Se describe el diseño y desarrollo de un automatismo industrial para este proceso, evaluándose el funcionamiento del mismo en comparación con un controlador desarrollado en el propio simulador del proceso.

Finalmente, se presentan las conclusiones de este trabajo y se proponen los trabajos futuros para continuar el mismo en el capítulo 6.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Capítulo 2

Control industrial

En este capítulo se introducen los componentes de un sistema de control industrial, analizándose el hardware utilizado así como también los criterios de diseño y programación de los mismos.

En la actualidad es posible encontrar como factor común de los sistemas de automatización la presencia de hardware electrónico específico para la industria como PLCs, DCS, HMIs y sistemas SCADA. En la sección 2.1 se realiza una introducción a los elementos que componen un sistema de control industrial.

Se analiza la utilización efectiva de las interfaces hacia el usuario en la sección 2.2. Además, en esta sección se presentan las normas internacionales de mayor importancia en el campo de los proyectos de control industrial y su programación.

2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS

2.1.1. PLC

En 1968 se introduce el equipo MODICON 084 como el primer controlador lógico programable, PLC por sus siglas en inglés, por parte de la compañía Bedford Associated. Si bien la industria de esta época ya contaba con sistemas automáticos de control en sus líneas de producción, la única forma de implementarlos era a través de lógica de relés [68].

Este tipo de tableros de relés contienen desde algunas decenas hasta cientos de estos equipos interconectados para construir la lógica de un proceso industrial. Si bien una implementación de este tipo presenta la ventaja de que sólo incluye dispositivos electromecánicos simples y que su construcción y mantenimiento puede ser ejecutada por los electricistas que realizan el mantenimiento en planta, presenta un tamaño y peso más de diez veces mayor al de un tablero con un PLC como el desarrollado por Bedford Associated. Además, una falla puede llevar a una pérdida de producción por grandes períodos de tiempo debido a que para evaluar el origen de la misma es necesario evaluar físicamente cada uno de los relés de la cadena lógica. En cambio, la virtualización de la lógica del tablero de relés dentro de un controlador digital permite disminuir sensiblemente los tiempos de parada de

Capítulo 2. Control industrial

planta al simplificar la búsqueda y reparación de la falla.

Otras empresas como Digital Research habían sentado bases para este tipo de equipos a través de lógica programada en computadoras, pero este tipo de soluciones tenían como desventaja el alto costo de los equipos [67]. A través del surgimiento del primer controlador se logró sustituir la lógica de relés en forma barata. Además, la programación de los mismos resultaba fácil y presentaba como innovación tener una interfaz gráfica para el programador.

El primer equipo denominado PLC estrictamente surge en la década de los 70 cuando la compañía Allen Bradley lanza al mercado equipos con esta sigla. Este nombre luego se extendió a los demás fabricantes a pesar de que esta empresa se mantiene hasta el día hoy como uno de los grandes actores e impulsores del mercado.

En la Fig. 2.1 se muestra un tablero de control por lógica de relés de una estación de metro de Nueva York, Estados Unidos. Se observa que un tablero de este tipo puede llegar a ocupar hasta una habitación de tamaño, siendo la búsqueda de una falla en una instalación de este tipo extremadamente dificultosa de lograr.



Figura 2.1: Tablero de control de una estación de metro de Nueva York - Imagen obtenida de obtenida de [81]

En cambio, un tablero que contenga un PLC con capacidad de ejecutar varios órdenes de magnitud mayor cantidad de acciones lógicas es del tamaño de una PC de escritorio como se muestra en la Fig. 2.2. Este equipo de la línea PM554 del fabricante ABB admite hasta 256 señales de entrada/salida y cuenta con mayor poder de cómputo de operaciones lógicas que el tablero de la Fig. 2.1.

2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS

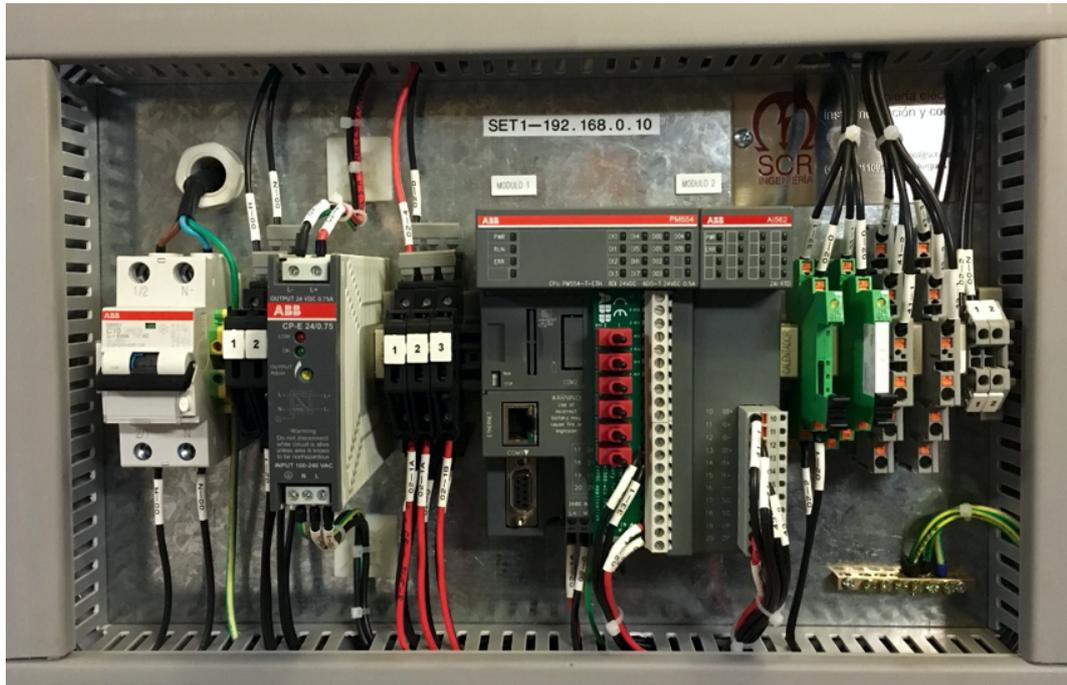


Figura 2.2: PLC utilizado en los cursos de control industrial de la Facultad de Ingeniería, Universidad de la República

Al igual que un tablero de relés, el PLC originalmente contaba con entradas y salidas del tipo digitales o lógicas, es decir, activas en nivel alto o bajo de voltaje. La diferencia principal entre ellos es que la lógica que conecta entradas y salidas puede ser reprogramada con facilidad desde una computadora. Una modificación en una línea de producción implicaba un gran costo asociado a la actualización de la lógica de relés y además las pérdidas asociadas a la detención de la producción en la parada de planta [57]. La utilización de un PLC y de lógica virtualizada dentro de los mismos permitió disminuir fuertemente los costos de modificaciones en las líneas. En particular, en la industria automotriz las modificaciones de las líneas de producción resultan frecuentes, siendo este tipo de industrias las que lideraron el cambio de tableros de relés a PLCs [52]. En particular, el primer PLC desarrollado por Bedford Associated fue un proyecto encargado por General Motors para simplificar las modificaciones en las líneas de producción que se realizaban constantemente por el desarrollo de nuevos modelos de autos [6, 30].

Si además los cambios a implementar en una línea de producción requiriesen mantener bloqueos de seguridad con otros equipos o procesos, se puede observar aún más la ventaja práctica de realizar la implementación de un automatismo en un PLC debido a la fácil inclusión de la misma lógica ya programada en un nuevo automatismo, manteniendo el estándar de seguridad del diseño original.

La estandarización de los PLC como medio para implementar lógica permite disminuir sensiblemente la cantidad de relés físicos a instalar en un tablero de control. De todas formas, los relés siguen siendo de gran utilización en la industria como medio de actuar equipos debido a que las salidas de los PLC cuentan

Capítulo 2. Control industrial

generalmente con una baja potencia eléctrica de salida.

En 1973 la empresa Modicon desarrolla el primer protocolo de comunicación entre PLCs denominado Modbus. Esto permitió descentralizar los sistemas de forma de simplificar el cableado (que en muchos casos tiene un costo de materiales y mano de obra superior a un segundo PLC) debido a que no era necesario cablear todo a un mismo controlador centralizado sino que era posible realizarlo a distintos equipos. En la sección 2.1.3 se analiza qué sucede cuando la distribución del procesamiento se extiende a la totalidad del sistema y en el capítulo 3 se analizan en profundidad las comunicaciones entre PLCs y hacia otros equipos industriales.

Si bien la disminución de los costos de una PC en los años 80 permitía la utilización de las mismas como controlador industrial, la confianza generada en la industria en el excelente desempeño de los PLC limitó su uso a aplicaciones particulares en las cuales se necesitase de un gran poder de procesamiento. Otro factor que distingue el uso de PCs y PLCs es el denominado tiempo medio entre fallas o MTBF (por sus siglas en inglés, mean time between failures). El mismo se define como:

$$MTBF = \frac{\sum(\text{tiempo entre fallas})}{\text{cantidad de fallas}} \quad (2.1)$$

donde el tiempo entre fallas se muestra en el diagrama de tiempos de la Fig. 2.3.

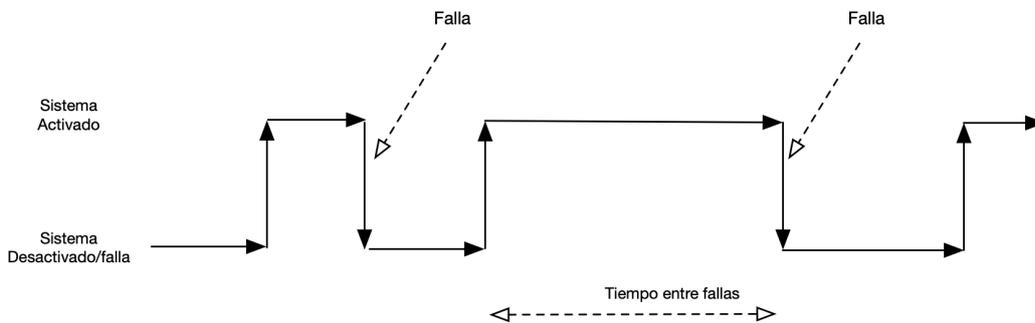


Figura 2.3: Diagrama de tiempos entre fallas

Los PLC utilizados comúnmente en la industria presentan un MTBF mayor a 100 años, como por ejemplo el indicado por el fabricante Allen Bradley, introducido previamente en esta sección como el fabricante del primer PLC, para los controladores de su línea actual de productos [5]. En cambio, en [99] se presentan valores de MTBF para PCs de escritorio de las marcas HP, Dell y Toshiba con un MTBF de aproximadamente un año y medio.

El desarrollo de la industria electrónica a lo largo de los años permitió mejorar aún más los valores de MTBF para un PLC así como aumentar su memoria y la cantidad de operaciones que puede contener un programa. Además, el desarrollo de microprocesadores con mayor frecuencia de operación, permite controlar procesos

2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS

más rápidos y mejorar la respuesta en general. La cadena de procesamiento de un PLC se puede dividir en un ciclo de tres etapas [75]:

1. Copia de entradas a memoria temporal
2. Ejecución de lógica sobre valores en memoria
3. Escritura de salidas

Esto implica que entradas que varíen con una frecuencia mayor a la de operación no serán detectadas correctamente por el PLC. Además, la inclusión de lógica extensa y compleja puede aumentar el período de este ciclo por lo que es importante utilizar herramientas de análisis de funcionamiento en caso de aplicaciones con necesidades de cumplir tiempos de operación particulares.

En los PLC comerciales los tiempos de ciclo se encuentran entre $10ms$ a $100ms$ para un equipo de gama media, lo cual generalmente es suficiente para cualquier operación que interactúe con una magnitud física. De todas formas es posible seleccionar procesadores avanzados de mayores prestaciones en caso de ser necesarios por las características del proceso.

2.1.2. HMI y SCADA

La creciente utilización de PLCs en la industria fue acompañada con la necesidad de implementar mecanismos para la intervención de un operador en el control del proceso.

Previo a la inclusión de los relés y controladores digitales en la industria, ya existían los primeros métodos de interacción entre un operador y el equipo encargado de controlar la producción a través de tarjetas perforadas. La denominada máquina de Jacquard fue introducida en 1804 y permitía controlar la operación de un telar a través de la inserción de tarjetas perforadas, cada una de ellas conteniendo la información del patrón a seguir por la línea de producción.

Rápidamente este tipo de tarjetas se expendió a diferentes procesos industriales y domésticos, destacándose su uso para disminuir la duración del censo estadounidense de 1890 de un par de años a solo tres meses [87]. Se presenta a modo de ejemplo una tarjeta perforada utilizada por el equipo IBM System 3 en la Fig. 2.4¹.

¹Foto por Arnold Reinhold en artículo sobre IBM System 3 en Wikipedia en inglés bajo licencia libre de uso obtenida en 2004.

Capítulo 2. Control industrial

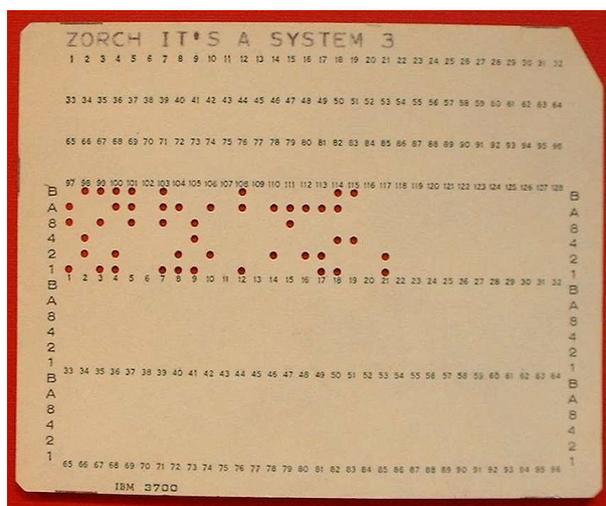


Figura 2.4: Ejemplo de tarjeta perforada

La digitalización de los controladores a través de la utilización de PLCs junto con los primeros sistemas de comunicación para intercambiar datos desde los mismos permitió generar formas de interactuar con un proceso. De aquí surgen los denominados equipos HMI (interfaz hombre-máquina) y sistemas SCADA (supervisión, control y adquisición de datos). Ambos términos están estrechamente relacionados debido a que el primero es el elemento más visible del conjunto de componentes de un SCADA.

Se denomina HMI a los paneles de control que comunican al operador en forma interactiva el estado del proceso en tiempo real. Además, estos equipos permiten enviar comandos al controlador para incidir en sus parámetros de funcionamiento.

En cambio, los sistemas SCADA consisten en la integración del operador a los procesos industriales, no solo denominándose con esta sigla al software utilizado para la interacción entre controlador y operario, sino también a la cadena completa de obtención/escritura de datos desde el controlador y las comunicaciones hacia el software. El término fue utilizado por primera vez en los años 80 [22] como concepto general de interacción entre el proceso y el operador, a pesar de que previamente algunas fábricas ya incorporaban componentes que permitían a sus funcionarios interactuar con el controlador del proceso. Los primeros sistemas surgieron a modo de software que corría en una PC conectada al PLC a través de un protocolo de comunicación propietario de cada equipo.

Se puede dividir un sistema SCADA en un modelo de cinco capas apiladas, proveyendo cada una de servicios a la capa superior. La primera consiste de la instrumentación de campo que permite, a través de sensores instalados en el proceso productivo, convertir una magnitud física en una eléctrica legible por el controlador. Además se incluyen en esta capa los actuadores eléctricos que accionan equipos en campo. Las entradas y salidas típicas de un PLC consisten en señales del tipo encendidas/apagadas, generalmente manejándose voltajes de $+24VDC$ como valor de encendido y $0V$ como valor de apagado, así como también de señales analógicas, generalmente en los rangos de $0V$ a $+10VDC$ o $4mA$ a $20mA$.

2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS

La segunda capa consiste en un PLC o en estaciones remotas que se encuentran conectadas a la instrumentación en campo. Debido a que en diferentes tipos de procesos puede ser necesario obtener información sin el requisito de ejercer un control sobre el mismo, surgió la necesidad de desarrollar equipos con posibilidad de comunicación hasta el Scada pero con menor poder de procesamiento. Este tipo de dispositivos se denominan unidad remota o por su sigla en inglés RTU (remote terminal unit) y son de gran utilización cuando se desea medir una magnitud física de forma remota y enviar estos datos a un sistema SCADA [82].

Las RTUs en algunos casos resultan más baratas que un PLC debido a su menor poder de cómputo y además generalmente cuentan con mayor diversidad de medios de comunicación. Las RTUs comerciales pueden soportar protocolos de comunicación a través de la red celular así como también redes de comunicación locales como WiFi o enlaces de radiofrecuencia. Una de las industrias impulsoras de este tipo de equipos son las empresas de generación y transmisión de electricidad, las cuales requieren un monitoreo en tiempo real de un gran número de centrales intermedias de transmisión [60].

Cuando es necesario realizar algunas operaciones simples en el punto de medida, existen RTUs que cuentan con poder de procesamiento y la posibilidad de programar rutinas de control en ellas, por lo cual la utilización de este tipo de hardware en lugar de un PLC permite reducir costos de materiales en algunas instalaciones. En cambio, cuando es necesario un poder de procesamiento mayor o el manejo de instrumentación compleja, es posible incorporar un PLC a modo de estación remota.

La tercera capa de un sistema SCADA está compuesta por las redes de comunicación entre las estaciones remotas y la estación central de supervisión. Se presenta un análisis en detalle de los métodos de comunicación entre equipos industriales en el capítulo 3.

La cuarta capa consiste en la estación central en la que corre el software de la quinta capa y que permite la interacción del operador con el proceso. En algunos casos las capas dos, tres y cuatro se encuentran contenidas dentro de la misma estación central sobre la que corre el software de supervisión. En esta capa se incluyen distintos tipos de hardware, desde una PC de escritorio a una de grado industrial así como también se incluyen aquí los equipos HMI.

Se presenta en la Fig. 2.5 una sala de operaciones donde la interfaz entre el operador y el proceso se realizaba originalmente a través de un mímico con indicadores luminosos, visores del tipo de aguja analógicos y botoneras ². Se presenta luego en la Fig. 2.6 un ejemplo de equipo HMI con interfaz touchscreen de la línea de productos 800xA de ABB, similar a los instalados en la estación de bombeo descrita en el capítulo 5 .

²La foto corresponde a la antigua sala de operaciones de la planta potabilizadora de OSE en Aguas Corrientes, Uruguay.

Capítulo 2. Control industrial



Figura 2.5: Ejemplo de sistema Scada

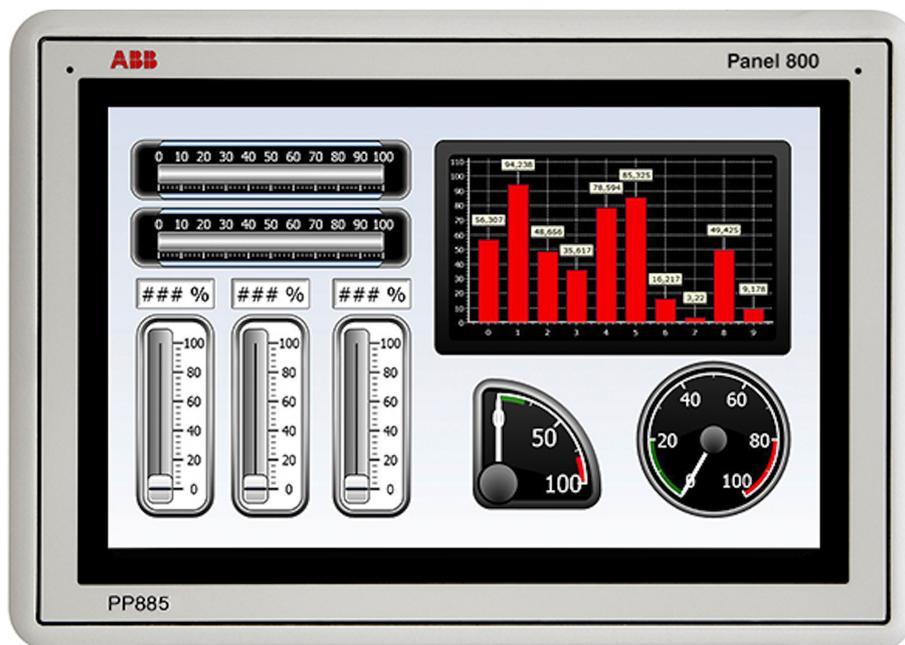


Figura 2.6: Ejemplo de equipo HMI

2.1.3. DCS

Los sistemas de control distribuido o DCS por sus siglas en inglés (distributed control system) consisten en la descentralización de las tareas de control de un sistema. A diferencia de las instalaciones donde un PLC maestro controla la totalidad de la instrumentación y actuadores instalados, una instalación con una topología del tipo DCS busca realizar un control local en cada subsistema instalado e integrar los controladores en una red general.

2.1. Tecnologías disponibles: PLCs, HMIs, SCADA y DCS

A pesar de que históricamente los sistemas del tipo DCS y los PLC centralizados tuvieron aplicaciones distintas, lentamente ambas topologías han adoptado ventajas y características el uno del otro debido a los avances en las tecnologías de comunicación y por el creciente poder de procesamiento de los equipos [80]. Originalmente los sistemas DCS se reducían a paquetes propietarios preprogramados para ciertas industrias con procesos que requiriesen una alta disponibilidad y seguridad en la operación [77].

El surgimiento de los DCS fue de gran importancia para ciertos tipos de industrias, como por ejemplo la petrolera [98], que cuentan con procesos complejos y de alta peligrosidad para sus operarios en caso de una bajada de línea no planificada del controlador. Debido a la topología inherente de un DCS de contar con varios controladores interconectados se pueden generar mecanismos de respaldo que, junto con un diseño redundante del sistema, mejore sensiblemente la seguridad de operación de una planta de este tipo.

Además, para plantas industriales con subprocesos de diferentes características en sus tiempos de ejecución, la clasificación de explosividad de sus distintas áreas, un plan de actualización de hardware parcial o la utilización incluso de controladores específicos de distinto fabricante, etc, resulta directa la utilización de una topología de control distribuido [25]. Es importante considerar que si bien el procesamiento se encuentra disperso por toda la planta, este tipo de control cuenta comúnmente con una estación de operaciones que centraliza la supervisión de todos los componentes del sistema.

Se presenta a continuación en la Fig. 2.7 un ejemplo de topología DCS, delimitando la actuación de cada equipo en capas de acuerdo a [4] y [56].

El sistema completo es más inmune a fallas en un controlador que una topología centralizada debido a que la falla de uno de los microcontroladores representados por los bloques μC desencadenaría solamente la desconexión de un subconjunto de la instrumentación y los actuadores.

Se observa que el procesamiento de las señales aguas abajo de cada controlador puede ser realizado localmente, logrando así un menor tiempo de respuesta en situaciones de alarma o eventos. Esto se debe a la existencia de un camino de decisión directo desde el controlador local que evite comunicaciones lentas. Además, en comparación con un controlador centralizado que cuenten con gran cantidad de procesos corriendo a la vez, se evitan los retardos ocasionados por un ciclo de trabajo lento [27].

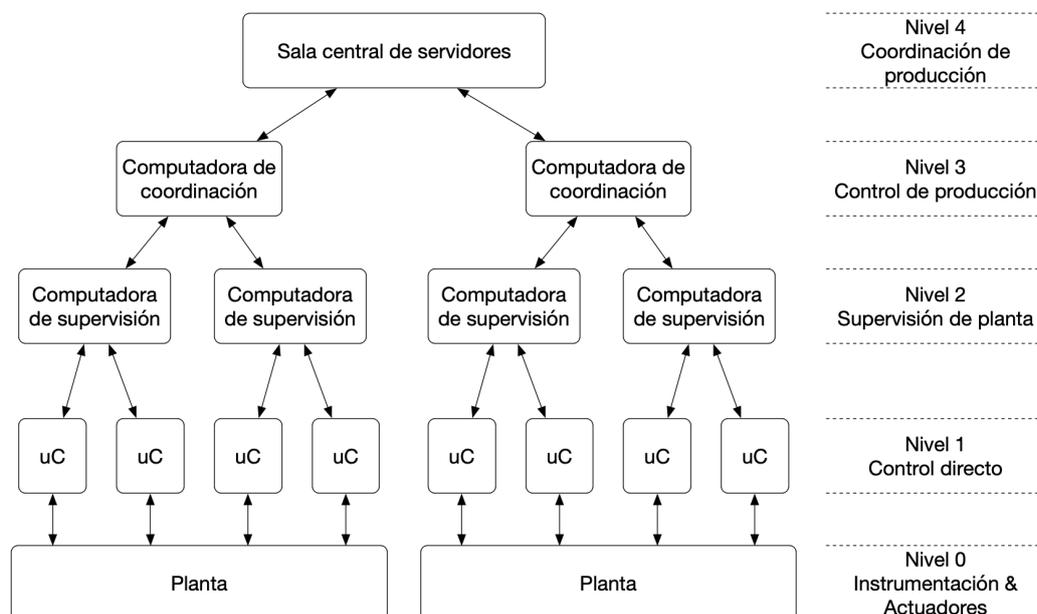


Figura 2.7: Ejemplo de topología DCS

Los componentes presentes en cada nivel son los siguientes:

- Nivel 0: consiste en los equipos de campo como sensores de instrumentación y los actuadores como por ejemplo válvulas, contactores, sensores de temperatura, caudal, etc.
- Nivel 1: consiste en los módulos de entradas/salidas y los procesadores que realizan el control del proceso
- Nivel 2: está compuesto por las computadoras que nuclean la información de los nodos de procesamiento. Además proveen las pantallas de control para los operadores. Aquí se realiza la supervisión del conjunto de procesos y además de la operación de la planta.
- Nivel 3: incluye la gestión y de monitoreo de la producción. No acciona directamente en los actuadores sino que envían directivas de control a la capa inferior de control.
- Nivel 4: planificación de la producción a mediano y largo plazo. Un ejemplo muy utilizado en la industria para esta capa es la herramienta SAP u otra plataforma administradora de producción. Esta capa de gestión del negocio puede ser opcional o también ser implementada directamente por un operador actuando sobre el nivel 3.

Los niveles 1 y 2 son los niveles funcionales tradicionales de un sistema con uno o más controladores. En particular, algunas plantas pueden tener varios controladores, encontrándose varios de ellos dentro de maquinaria de mediana complejidad y siendo solo uno el encargado de procesar la lógica de la planta.

2.2. Normativa internacional

Los niveles 3 y 4 implementan las ventajas funcionales de un sistema DCS al integrar en una misma red todos los nodos de control, actuando coordinadamente sobre los mismos de acuerdo a las decisiones tomadas para la producción de la planta.

La ventaja de este tipo de implementación de un sistema de control DCS es que cada subsistema toma decisiones semi autónomas de control local, pero actúa en forma coordinada para realizar un control global. Esto permite una rápida respuesta para acciones de alarmas o eventos locales, pero manteniendo el foco del sistema en un macro objetivo y redundando en una alta eficiencia de utilización de los recursos del proceso.

2.2. Normativa internacional

En esta sección se presentan las normas internacionales de mayor utilización en los proyectos de automatización industrial. Se analizan las reglas para la programación de las rutinas de control, así como también se presentan las buenas prácticas de diseño de las interfaces hacia el usuario.

2.2.1. Diseño HMI y SCADAs - ISA 101

Las interfaces HMI (human machine interface) permiten a un operador interactuar con el proceso controlado. Se encuentran conectadas a los sistemas de control y permiten desplegar la información almacenada en ellos de forma amigable al usuario.

Un diseño efectivo de las pantallas de un HMI debe ofrecerle al operador la información necesaria del proceso de una forma tal en que pueda ser comprendida correcta y rápidamente. Esto permitirá que el operador tome decisiones en forma rápida y adecuadas al estado actual del proceso.

La norma ISA 101 [40] busca establecer recomendaciones para el diseño de interfaces de acuerdo a estas consignas. Si bien debido a la subjetividad del diseño y la particularidad de cada proceso la solución no puede ser única para la totalidad de los procesos existentes, la norma busca definir los objetivos de una buena interface. En particular es importante conocer si el proceso se encuentra estable o bajo alarma, así como también si el punto de funcionamiento es el óptimo en términos de productividad.

De acuerdo a la norma, es importante conocer no solo el valor de los principales indicadores del proceso sino también su tendencia. En caso de encontrarse valores en el rango de alarmas, debe comunicarse el porqué de las mismas y sugerir una respuesta al problema.

Una práctica usual para el diseño de HMIs es la utilización de los diagramas P&ID (Piping and Instrumentation Diagrams) desarrollados en la normativa ISA 5 [41]. Estos diagramas, generalmente utilizados para diseñar y documentar procesos industriales, son usualmente la base sobre la cual comenzar a dibujar una pantalla HMI. Sobre estos diagramas se puede por ejemplo incluir información de parámetros y lecturas del proceso y así llegar rápidamente a una primera versión

Capítulo 2. Control industrial

funcional de HMI. Si bien muchos sistemas son adecuadamente representados por sus diagramas de instrumentación, no siempre se obtienen representaciones gráficas que sigan el flujo del proceso en forma intuitiva para el operador.

Además, la creciente diversidad de fuentes de información, así como la disminución del número de operadores debido a la robotización y automatización de algunos procesos auxiliares, lleva a que la cantidad de información que debe manejar cada operario aumente constantemente.

La norma busca que el diseño se realice tomando como eje central el factor humano, planteando un constante flujo de versiones entre el programador y el cliente industrial, así como la aceptación por parte de los operadores de la solución a instalar. Se considera además que este tipo de sistemas necesita ser de mantenimiento simple y que el propio estándar deberá estar en constante mejora para optimizar las recomendaciones realizadas y adecuarlas a las nuevas tecnologías disponibles.

Se presentan a continuación dos versiones de un mismo HMI que controla un proceso industrial. Las imágenes fueron confeccionadas por la propia ISA para aclarar algunas sugerencias de la norma y se incluyen en la misma a modo de ejemplo [40].

En la Fig. 2.8 se observa una elección de colores en la cual es difícil detectar un mal funcionamiento en el proceso. La norma sugiere la utilización de una escala de grises para representar los elementos no activos del proceso y recurrir a los colores amarillo y rojo solamente para indicar un mal funcionamiento o alarma.

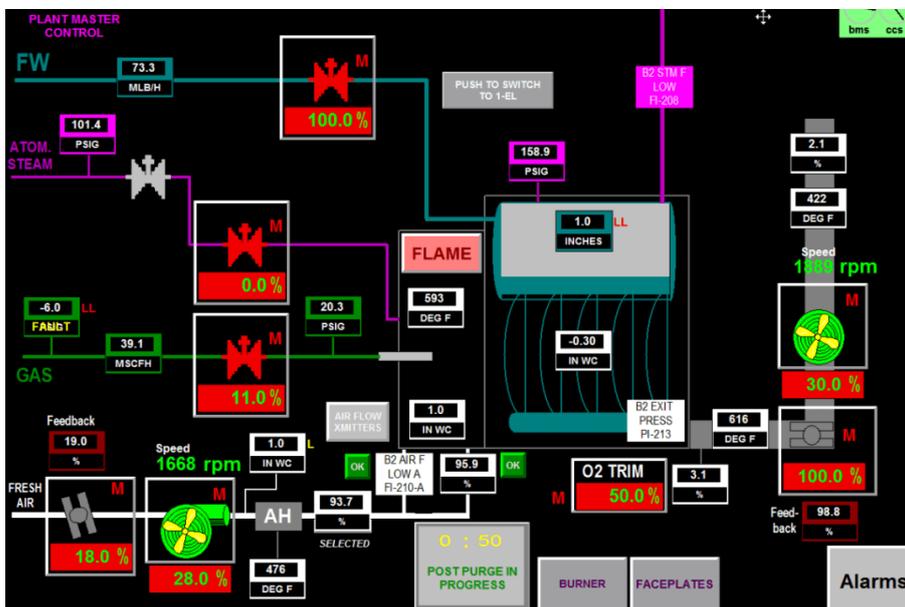


Figura 2.8: Ejemplo de pantalla con diseño ineficiente - Imagen obtenida de la Norma ISA 101 [40]

En cambio, en la Fig. 2.9 se representa con colores poco llamativos las secciones del proceso que se encuentran en funcionamiento correcto, mostrándose en amarillo y rojo solamente los elementos en alarma o que requieren atención por parte del

operador.

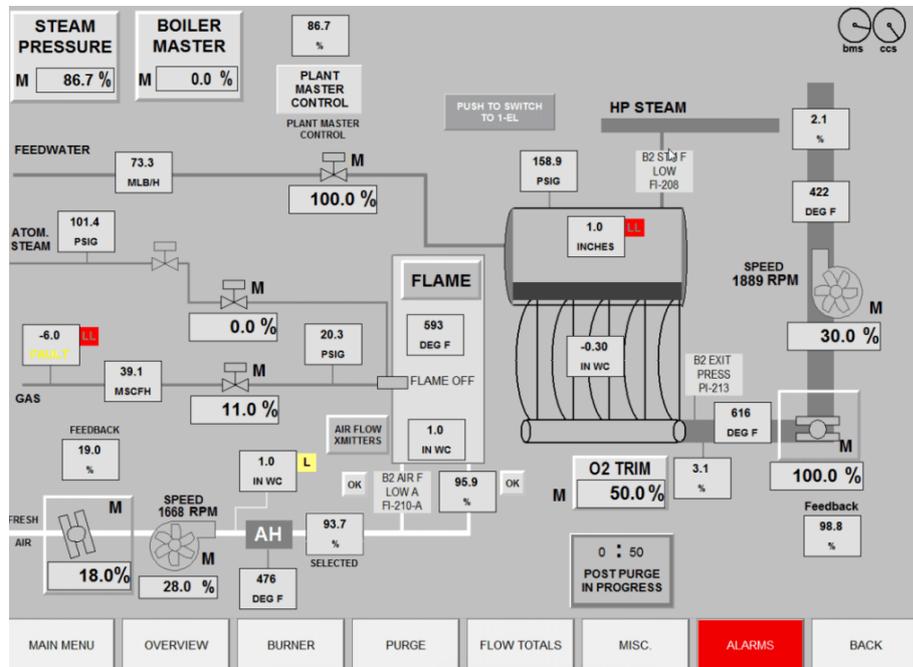


Figura 2.9: Ejemplo de pantalla diseñada de acuerdo a la norma ISA 101 - Imagen obtenida de la Norma ISA 101 [40]

En la norma ISA 101 se hace especial énfasis en la forma de mostrar lecturas analógicas del proceso. Si bien es natural durante el diseño de una visualización HMI dibujar un mímico del proceso e indicar el valor numérico de cada lectura de instrumentación, esto puede llevar a representaciones complejas y que no reflejan claramente los eventos en tiempo real.

En la Fig. 2.10 se observa un mímico de un tanque de proceso, siendo la mayor parte del contenido de la imagen el dibujo de un tanque que no aporta información al operador. Las lecturas analógicas se muestran a modo de texto y no indican de ninguna forma si se encuentran dentro de el rango correcto. Si bien el dibujo permite a alguien que ve por primera vez el proceso aprender rápidamente las características del mismo, estos elementos gráficos representan polución visual para un operador que deba monitorear las variables del sistema y detectar si el mismo se encuentra transicionando hacia un estado de alarma.

Por otro lado, en la Fig. 2.11 se elimina el dibujo del tanque y se hace mayor utilización de recursos gráficos sobre el estado en que se deben de encontrar cada una de las lecturas para un correcto funcionamiento del sistema [37]. Esta representación permite a primera vista conocer el estado del proceso y evaluar posibles acciones para mejorar el funcionamiento del mismo.

Capítulo 2. Control industrial

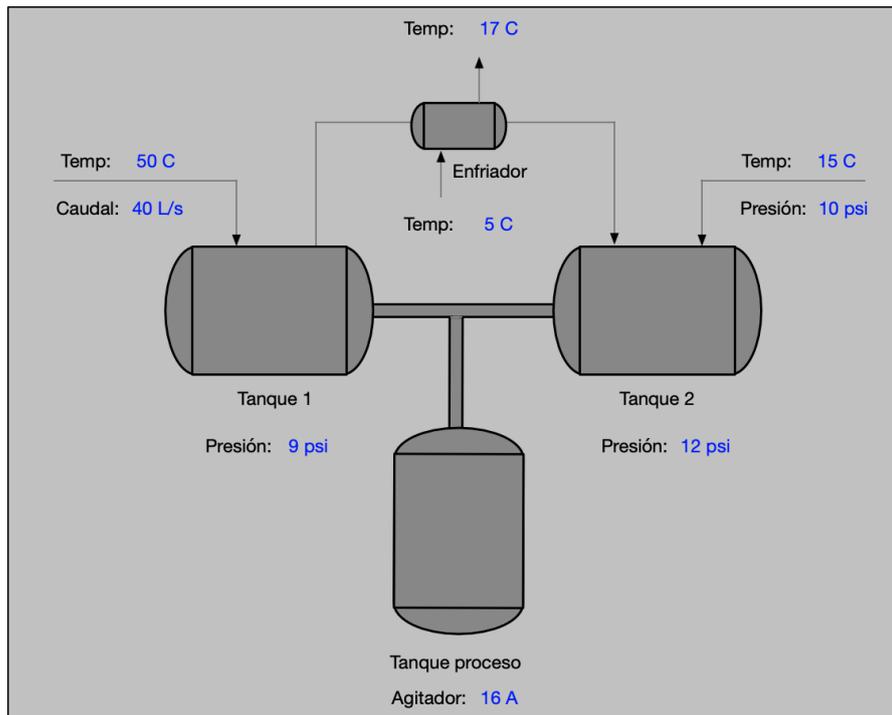


Figura 2.10: Ejemplo de visualización no diseñada de acuerdo a la norma ISA 101

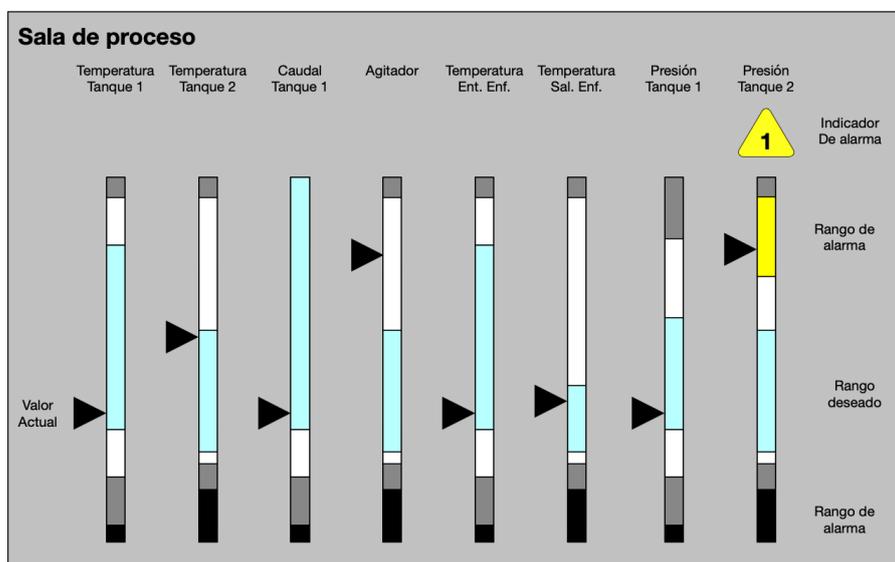


Figura 2.11: Ejemplo de visualización diseñada de acuerdo a la norma ISA 101

Como estudio práctico en [63] se analizaron los tiempos de respuesta en una planta simulada y en una real, observándose un aumento de 10% a 48% en la detección de situaciones anormales previo a que estas disparen una alarma para

operadores operando HMIs diseñadas de acuerdo a la norma ISA 101. Además se contabilizó una disminución del 41 % en los tiempos de respuesta para resolver una situación de alarma.

2.2.2. Gestión de alarmas

Los sistemas de alarmas industriales son utilizados para notificar a los operadores de situaciones anormales en el proceso o en equipos asociados. Estos sistemas buscan lograr una operación segura no solo en situaciones normales de funcionamiento, sino también sobrellevar situaciones críticas. Por ello, es de la mayor importancia un diseño cuidadoso y metódico de estos sistemas de forma de alcanzar una operación segura y eficiente de la planta.

Con la implementación de los PLC y DCS como estándares en la automatización surgieron grandes simplificaciones en la configuración de un número ilimitado de alarmas, a diferencia con los tableros con relés que tenían un costo monetario en equipamiento para configurar cada nueva alarma. Por otro lado, esto puede llevar a programar alarmas en demasía (problema denominado (alarm flooding)) [17], así como también a condiciones de activación demasiado complejas que resulten de baja utilidad para un operador comandando un proceso en un estado crítico [76].

De forma de optimizar los sistemas de manejo de alarmas, se creó en el año 2009 la normativa ISA-18.2 [43] titulada “Management of Alarm Systems for Process Industries” basada en la anterior normativa “Alarm Systems: A Guide to Design, Management and Procurement” [64] de la EEMUA (Engineering Equipment and Materials Users Association). Luego, la IEC (International Electrotechnical Commission) crearía en el año 2013 la norma IEC-62682 [39] basada en la norma ISA-18.2 mencionada.

De acuerdo a la IEC, una alarma es una señal audible y/o visible que indica al operador que un equipo funciona incorrectamente, que el proceso se desvió o que hay una condición anormal que requiera una respuesta. Es decir, una alarma no es solamente un indicativo de un evento en el proceso sino que en su definición demanda una respuesta por parte del operador [35].

Idealmente, cada alarma contendrá información adicional como la prioridad, el origen y una respuesta sugerida. Esto permitirá una respuesta más rápida y efectiva a la misma. Además, resulta importante limitar la cantidad de alarmas, priorizar la visualización de las importantes o urgentes y reducir los tiempos de búsqueda de una solución a la misma por parte del usuario [36].

De acuerdo a la IEC, el ciclo de diseño de un sistema de manejo de alarmas cuenta con diez pasos iterativos, los cuales pueden agruparse en las cuatro etapas descritas a continuación [15, 39].

1. Optimización del sistema

En esta etapa se define la filosofía del sistema gestor de alarmas y sus requerimientos. Se determinan las posibles alarmas junto con su clasificación de prioridad y se documentan. Además, se muestran las mismas en el PLC y en el HMI para la primera etapa de evaluación.

Capítulo 2. Control industrial

Un correcto diseño del sistema en esta etapa resulta clave para evitar el problema previamente denominado como (alarm flooding), limitando la cantidad de alarmas a las necesarias para sobrellevar cada situación crítica del proceso.

En esta etapa se deben identificar las alarmas que resultan simplemente indicativas, evitando que las mismas generen ruido que distraiga la atención del operador de las alarmas urgentes. En caso de no poder evitarse este tipo de alarmas, la norma sugiere mantenerlas como un simple registro en el histórico del programa en lugar de clasificarlas como alarma.

Luego de minimizar lo más posible el número total de alarmas, es necesario identificar las prioridades de las seleccionadas. Esto puede realizarse listando los posibles casos de situaciones anormales de operación y clasificando para cada situación las alarmas asociadas. Luego de ello, se deberá documentar las acciones recomendadas para recuperar la operación normal del sistema para cada alarma.

2. Soporte avanzado al operador

En esta etapa se evalúa la respuesta por parte del operador a las alarmas configuradas. Como forma de centralizar la totalidad de las alarmas activas e históricas se sugiere la creación de una pantalla dedicada a ello en el HMI o SCADA. Este tipo de pantallas cuentan generalmente con filtros de clasificación por fechas y prioridades que permitan una operación dinámica de la gestión de alarmas por parte del operador.

Además, es importante evaluar la respuesta del usuario en comparación con las sugerencias indicadas en cada alarma de forma de adecuar las indicaciones a la realidad del proceso.

3. Evaluación de performance

En la norma se sugieren los indicadores de performance detallados en la Tabla 2.1.

Indicador	Valor aceptable	Máx. admitido
Cantidad de alarmas por día	Menor o igual a 144	288
Cantidad de alarmas por hora	Promedio inferior a 6	12
Cantidad de alarmas por minuto	Promedio inferior a 1	2

Tabla 2.1: Indicadores de performance de un sistema de alarmas

Estos resultan simples de monitorear a través del registro histórico de las alarmas surgidas en el período de evaluación y permiten evaluar el funcionamiento del sistema desarrollado.

4. Mejora continua

Es necesario implementar un plan de mejora continua de la gestión de alarmas debido a la dinámica cambiante de los procesos y dada la vida útil de los equipos. Es posible implementar este tipo de planes a través de un análisis de los indicadores anteriormente planteados, incluyéndolos en los reportes periódicos de la planta y

analizando las variaciones en los mismos como método de evaluar el desempeño del sistema a lo largo del tiempo.

2.2.3. Norma IEC 61131

La Norma IEC 61131 estandariza los autómatas programables y sus periféricos en nueve capítulos.

El capítulo uno contiene las definiciones y características relevantes para la selección y empleo de controladores y periféricos en un proyecto de automatización. Se incluyen los elementos de programación, interfaces al operador y todo periférico de un PLC que vaya a ser utilizado para comandar una máquina o proceso industrial. En caso de un controlador de uso general que cumpla funciones de controlador industrial, el mismo será contenido dentro de este estándar.

Los requerimientos y ensayos a realizar sobre los PLC y sus periféricos se describen en el capítulo dos. Allí se analiza la compatibilidad funcional y electromagnética del hardware de cada uno de los equipos. Además se especifica la información que debe proveer cada fabricante de productos de automatización sobre sus materiales.

Los cinco lenguajes de programación se definen en el capítulo tres y se describen brevemente a continuación.

El lenguaje Structured Text (ST) es un lenguaje de alto nivel basado en las instrucciones de Pascal. Este tipo de lenguajes se utiliza especialmente en el cómputo de cálculos complejos dentro de un programa. Además, permite simplificar la realización de tareas repetitivas a través de funciones estándar de flujo como *while* o *for*. Se presenta un ejemplo de la sintaxis de este lenguaje en la Fig. 2.14.

```

0001 IF ARRANQUE AND NOT PARADA AND NOT ALARMA AND NOT TERMICO THEN
0002     BOMBA_ON := TRUE;
0003 END_IF;
0004
0005 TIMER_BOMBA(IN:= BOMBA_ON, PT:= TIEMPO_ARRANQUE , Q=> SALIDA_TIMER );
0006
0007 IF SALIDA_TIMER AND ((CORRIENTE > CORRIENTE_MAX) OR (CORRIENTE < CORRIENTE_MIN)) THEN
0008     ERROR := TRUE;
0009 ELSE ERROR := FALSE;
0010 END_IF;
0011
0012 IF PARADA OR ALARMA OR TERMICO OR ERROR THEN
0013     BOMBA_ON := FALSE;
0014 END_IF;
0015

```

Figura 2.12: Ejemplo de lenguaje ST para manejo de un motor

El otro lenguaje de texto se denomina Instruction List (IL) y es el de más bajo nivel. Su sintaxis es similar al lenguaje de programación assembler, programándose en un archivo con formato xml. Este lenguaje se encuentra relativamente en desuso por parte de los programadores de automatismos industriales.

El lenguaje Sequential Function Chart (SFC) está basado en los diagramas Grafset [24] utilizados como herramienta de ingeniería en el análisis de procesos. Este lenguaje permite un mantenimiento simple del código por parte de terceros

Capítulo 2. Control industrial

debido a la simpleza del flujo de operación del programa. Se presenta en 2.13 un ejemplo de programa de control de encendido de motores desarrollado en SFC.

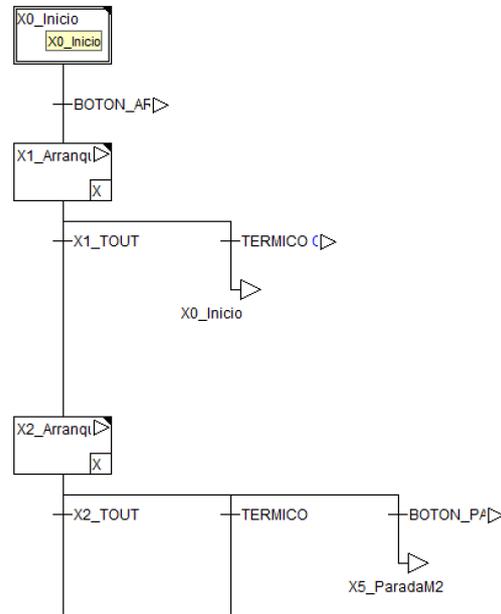


Figura 2.13: Ejemplo de lenguaje SFC para manejo de un motor

El denominado Functional Block Diagram (FBD) es un lenguaje gráfico donde las entradas, salidas y funciones se representan por bloques interconectados. El flujo del programa se presenta a través de un ejemplo de aplicación de un controlador PID en la Fig. 2.14. Este lenguaje es utilizado especialmente en los sistemas de control del tipo DCS como el realizado en secciones subsiguientes de este documento.

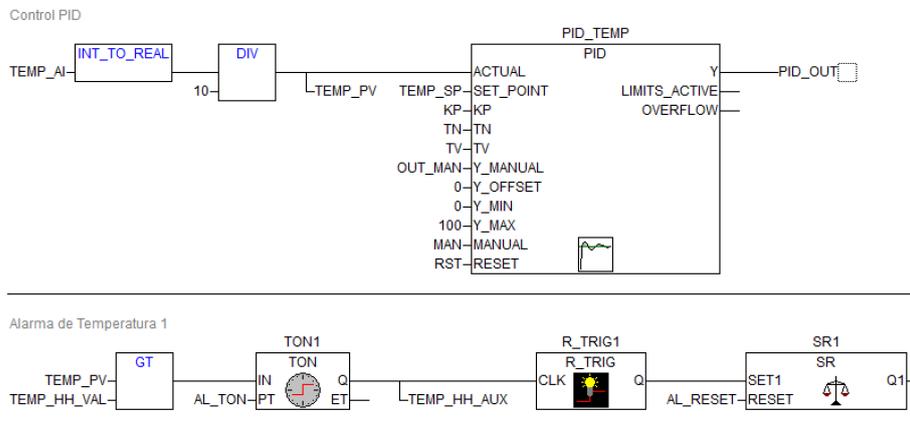


Figura 2.14: Ejemplo de lenguaje FBD para manejo de un calentador con un lazo PID

2.2. Normativa internacional

Finalmente, el lenguaje Ladder (LD) se basa en la lógica de relés utilizadas originalmente en los tableros de control industrial. Se considera el lenguaje de mayor aceptación en el mundo debido a su antigüedad y a la simpleza de representación de operaciones lógicas [69]. Del lado izquierdo del código se presentan las condiciones de activación de las acciones del lado derecho, permitiéndose utilizar operadores lógicos así como timers, contadores y funciones de mayor complejidad. En la Fig. 2.15 se observa que las señales *BOTON_ARRANQUE* y *BOTON_PARADA* se utilizan como entradas al programa, manejando luego de cierta lógica las señales hacia el motor.

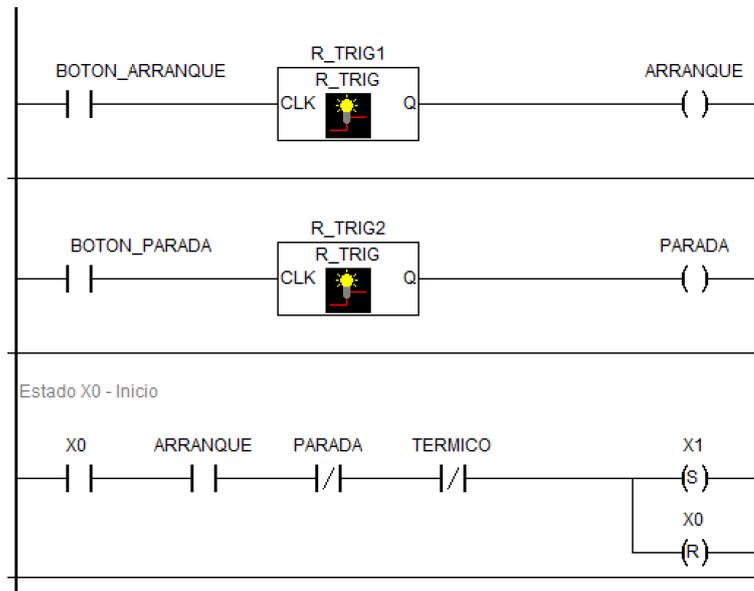


Figura 2.15: Ejemplo de lenguaje LD para manejo de un motor

El capítulo cuatro asiste al usuario final en la selección de los PLC y periféricos a utilizar en el proyecto de control, buscando simplificar la comunicación entre el vendedor y comprador de un PLC. Se busca asistir al ingeniero de proyecto en las distintas etapas, desde la selección inicial de materiales hasta en el diseño de planes de mantenimiento del sistema.

En el capítulo cinco se definen los protocolos de comunicación entre una PC de programación y un controlador.

El capítulo seis define los requerimientos que deben cumplir los equipos en tareas de seguridad, siendo ampliado este capítulo luego en la norma IEC-61508.

Los elementos básicos de la programación de un sistema de lógica difusa en un PLC se definen en el capítulo siete.

El capítulo ocho plantea una guía para la implementación y aplicación de los lenguajes de programación del capítulo tres.

Finalmente, el capítulo nueve especifica las interfaces digitales de comunicación con sensores y actuadores del tipo Single-Drop Digital Communication Interface (SDCI), más comúnmente conocidos como del tipo io-link.

2.2.4. Norma IEC 61499

La Norma IEC 61499 define en cuatro capítulos el funcionamiento de un sistema de control distribuido (DCS). Esta norma utiliza conceptos modernos asociados a las nuevas tecnologías disponibles de sistemas embebidos de alto poder de cómputo junto con redes industriales de mayor ancho de banda y complejidad que permiten descentralizar la lógica de control sin perder prestaciones del sistema.

Esta norma hace énfasis en la portabilidad de las soluciones alcanzadas, siendo importante que el software programado se adapte a la función a realizar y sea lo más independiente posible del hardware del controlador. Esto permite configurar cualquier dispositivo dentro del proyecto sin importar su fabricante, así como interconectar diferentes sistemas para la distribución de las tareas lógicas a realizar.

En el primer capítulo se define la arquitectura de un sistema de control descentralizado (distributed control system, DCS). Se sugiere para la programación del mismo el lenguaje de bloques funcionales denominado FBD definido en la IEC 61131-3. Este tipo de programación permite reutilizar los diagramas de bloques de la ingeniería del proceso.

En el segundo capítulo describe los requerimientos del software asociado a los sistemas DCS. Si bien las especificaciones para el mismo no aseguran que los proyectos generados garanticen portabilidad entre plataformas, sí define los esquemas de mensajes de comunicación para el intercambio de información entre distintos equipos independiente del fabricante de los mismos.

El tercer capítulo consiste en ejemplos de aplicación de este tipo de sistemas. Este capítulo fue dado de baja en el año 2008 por encontrarse desactualizado con las aplicaciones industriales actuales.

Finalmente, el cuarto capítulo define las reglas de compilación del software de forma de cumplir los objetivos planteados en la norma para compatibilidad y portabilidad de los proyectos desarrollados.

Capítulo 3

Comunicaciones industriales

En esta sección se analizan los diferentes protocolos industriales de mayor utilización actualmente.

Las primeras comunicaciones industriales entre dos equipos de control se realizaron intercambiando señales con distintos niveles de voltaje. Se denominan señales digitales a aquellas que solo cuentan con dos estados posibles, encendidas o apagadas, siendo el voltaje más utilizado en la industria para el nivel alto $+24VDC$. Por otra parte, para la comunicación de variables analógicas se utilizan distintos métodos, siendo los más comunes en ambientes industriales las señales de 0 a $10VDC$ y de 4 a $20mA$.

No fue hasta 1979 que Modicon introdujo el primer protocolo de comunicación adoptado por la industria denominado Modbus, el cual funcionaba sobre una red de par trenzado RS485. Si bien algunos otros fabricantes contaban ya con protocolos de comunicación entre sus equipos, no fue hasta el surgimiento del Modbus que la industria comenzó a adoptar un estándar de comunicación entre los distintos fabricantes e independiente al tipo de equipos. Se analizan las distintas implementaciones de este protocolo en la sección 3.1.

Por otro lado, un ejemplo de protocolo que surgió como propietario de una empresa pero que luego fue adoptado por la industria como un protocolo abierto, fue el DeviceNet. Este utiliza la interfaz física CAN y es analizado en detalle en la sección 3.2.

Además se analizarán respectivamente en las secciones 3.4 y 3.6 de este capítulo los protocolos Profibus y el CC-Link, ambos de gran utilización en entornos industriales. Si bien estos protocolos funcionan sobre una interfaz física serial, en la gran mayoría de las aplicaciones se adoptó rápidamente el cableado UTP y el entramado Ethernet como forma de optimizar los protocolos de comunicación.

La utilización de Ethernet permite aumentar drásticamente el ancho de banda (de entre 9.8kbps-12mbps a 100-1000mbps), la cantidad de nodos (direcciones seriales topeadas en 128 o 256 a prácticamente ilimitadas en IPv4 e IPv6) y soportan la utilización de varios protocolos simultáneos sobre una misma interfaz física a través del multiplexado en puertos de red. En general los protocolos que adoptaron Ethernet se diferencian del protocolo estándar de red TCP/IP realizando algunas modificaciones para aumentar aún más la confiabilidad de los datos enviados, man-

Capítulo 3. Comunicaciones industriales

teniendo las características de un gran ancho de banda, baja latencia y admitiendo conexiones a grandes distancias. Como ventaja adicional, estos protocolos admiten ser integrados con facilidad a una red industrial, reutilizando gran parte de su infraestructura. De allí surge la siguiente migración de algunos de estos protocolos de su versión serial a su versión sobre Ethernet como por ejemplo Modbus/TCP basado en la versión serial original de Modbus y Profinet como adaptación del estándar Profibus.

Además, en este capítulo se menciona en la sección 3.3 el protocolo EtherCAT, el cual introduce innovaciones en el manejo de tramas de Ethernet para disminuir al máximo la latencia de la red.

Finalmente, se estudiará en detalle la topología OPC en la sección 3.5 y se analizarán las mejoras implementadas sobre los cableados duros que se utilizan como método de comunicación con sensores e instrumentación en la sección 3.6.

3.1. Modbus y Modbus/TCP

Modbus se sitúa hoy como el principal protocolo de comunicación industrial, siendo soportado por la gran mayoría de los equipos de todos los fabricantes. Parte de este éxito que ha tenido está basado en que es posible utilizarlo sin pagar royalties y que fue el primer protocolo publicado en forma abierta.

En su versión serial se encuentra limitado a 254 direcciones de red, lo cual es mejorado en la implementación sobre Ethernet denominada Modbus/TCP. Esta utiliza direcciones IPv4 para aumentar drásticamente el número de nodos en la red.

La implementación más utilizada en su versión serial es Modbus/RTU debido a que implementa la tecnología CRC (verificación de redundancia cíclica) como método de control de integridad de datos, lo cual resulta importante especialmente en comunicaciones hacia nodos remotos comúnmente con una RTU como hardware. En cambio, la alternativa de Modbus/ASCII si bien simplifica la interpretación de un mensaje debido a que se envía un valor ASCII, utiliza un peor método de control de integridad, resultando en una peor confiabilidad en las comunicaciones.

Modbus es un protocolo del tipo maestro-esclavo, es decir, en la red se define uno de los nodos como maestro y el mismo es el único que puede iniciar una comunicación hacia otro nodo. Esta comunicación se realiza a modo de consulta y es sólo allí que un esclavo puede comunicarse. Las comunicaciones entre esclavos no se encuentran soportadas en este tipo de topologías. El protocolo fue diseñado así debido a que la implementación original opera sobre una red de par trenzado RS485 que sería propensa a colisiones en caso de tener múltiples nodos iniciando comunicaciones. Si bien la implementación sobre Ethernet solucionaría estos problemas de colisiones, de todas formas se respeta comúnmente la topología de un solo nodo maestro iniciando la comunicación por consultas. Esto presenta la desventaja de que un nodo esclavo no puede reportar por excepción una alarma o evento, sino que debe ser el nodo maestro quien consulte periódicamente por la ocurrencia de un evento. Debido a que Modbus se implementa comúnmente en sistemas de telemetría remotos con enlaces de bajo ancho de banda y alto costo

monetario por unidad de información, este tipo de comunicaciones por consultas repetidas no resulta óptimo.

Además, presenta como limitaciones en sus versiones seriales y Ethernet que al haber sido estandarizado a fines de 1970, el tamaño de los mensajes que transmite está limitado al tamaño máximo de 16 bits que se utilizaba en las variables analógicas de ese momento.

Cada mensaje del tipo Modbus indica el tamaño de la variable a escribir/leer el cual puede ser de 16 bits o de 8 variables booleanas encadenadas, no admitiéndose largos intermedios o de un sólo bit. Esto presenta problemas de eficiencia de transmisión si sólo se desea leer una variable booleana, rellenándose el resto del registro con ceros a la izquierda. La forma de identificar qué tipo de mensaje se está transmitiendo es a través de códigos de operación de dos dígitos al comienzo del mensaje.

Como desventaja adicional de este protocolo de comunicación, no se implementa ningún tipo de seguridad en los mensajes, siendo los mismos vulnerables a lecturas no autorizadas o problemas de spoofing, es decir, ataques donde se suplanta al nodo esclavo por otro. Además, en comparación con otros protocolos es de baja velocidad, siendo comúnmente implementado en su versión serial en velocidades de 9600 o hasta 19200 kbps.

3.2. DeviceNet

Este protocolo fue desarrollado por Allen-Bradley originalmente en 1994 como protocolo propietario y luego transformado en un protocolo abierto en 1995 al asignar como administrador del mismo a la organización ODVA (Open DeviceNet Vendors Association). Está basado sobre la interfaz CAN desarrollada por el fabricante Bosch, a diferencia de Modbus que se basa en RS485.

La interfaz CAN consistente en un par trenzado y fue desarrollada por Bosch inicialmente para la industria automotriz, luego siendo rápidamente adoptada por los equipamientos de control industrial. A diferencia de la interfaz RS485, el CAN implementa no solo la capa física sino además la capa 2 de enlace de datos del modelo OSI de redes. Esto incluye el control de tramas, el evitar colisiones y la verificación de integridad de datos. Como forma de control de transmisión se implementa un indicador de prioridad del mensaje dentro del mismo, siendo luego el mensaje de mayor prioridad quien toma el control del bus de comunicaciones. Esto permite predecir la latencia de envío de un mensaje en función de la prioridad asignada al mismo, lo cual se presenta como una importante ventaja frente a otras interfaces físicas en situaciones donde es importante una comunicación en tiempo real. Esto permite además una topología con múltiples nodos maestros, aumentando la eficiencia de la red en general debido a que no se deben realizar consultas en forma periódica para reportar eventos de forma de evitar colisiones como para el caso de Modbus. Además, cuenta internamente con un chequeo de redundancia de datos del tipo CRC y con retransmisión automática de mensajes en caso de detectarse un error.

Como ventaja frente al protocolo Modbus se incluyen mensajes de puesta en

Capítulo 3. Comunicaciones industriales

marcha y de diagnóstico dentro del estándar de comunicación. Esto, junto con la posibilidad de la conexión de un nodo nuevo a una red en funcionamiento sin generar dentro de la misma ruidos o errores, se plantea como una ventaja en la puesta en marcha de equipos en una red de este tipo.

Por otro lado, una de las limitantes de DeviceNet es la utilización de hasta un máximo de 64 direcciones de nodos inherente a la interfaz utilizada.

Este protocolo cuenta con tres escalones de velocidad seleccionables: 125, 250 y 500 kbps. Estas velocidades sensiblemente mayores a las alcanzables en una red Modbus serial permitieron la utilización de este protocolo no solo para comunicar variables de forma remota, sino en permitir una alta integración de datos entre controladores de una red.

Hoy en día DeviceNet se mantiene como un gran competidor de las tecnologías que migraron a Ethernet debido a que permite velocidades relativamente altas, manteniendo una fácil interconexión entre nodos sin incurrir en costos de switches o accesorios de una red Ethernet. Esto en particular simplifica y abarata cableados en líneas de producción donde se puede desplegar una red lineal acompañando en forma contigua al proceso.

3.3. EtherCAT

Este protocolo fue desarrollado por Beckhoff Automation y busca introducir la tecnología Ethernet en entornos industriales a través de ciertas adaptaciones a la misma. El funcionamiento de EtherCAT consiste en enviar un paquete que puede ser opcionalmente leído, ignorado o recibir una adición de información por parte de cada nodo de la red.

La forma de envío de los paquetes permite disminuir los tiempos de latencia a valores inferiores a $100\mu s$ sin aumentar los costos de hardware con respecto a una instalación de red Ethernet. Esto se debe a que cada trama no es leída, procesada y reenviada en cada nodo como se realizaría en una red IP estándar, sino que la dirección de destino de la trama es leída mientras que la misma atraviesa el dispositivo y es retransmitida al siguiente nodo. En caso de ser necesario agregarle información a la trama, esto se puede hacer antes de terminar de recibirla en los lugares libres de acuerdo a la Fig. 3.1. Es decir, el procesamiento de la trama comienza antes de haber terminado de recibirla por completo. Esto es posible a través de hardware dedicado que debe manejar dos puertos de Ethernet para adecuarse a la topología de la red, así como también debe de detectar rápidamente que un mensaje tiene información para este nodo [103].

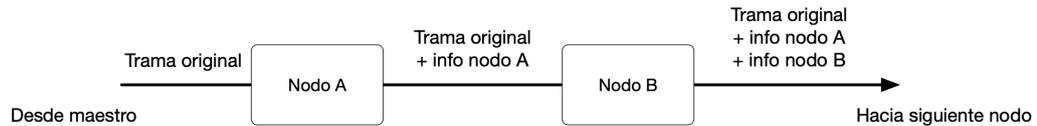


Figura 3.1: Diagrama de tramas en una red EtherCAT

Una de las ventajas de este protocolo es que admite ser encapsulado en paquetes UDP/IP, por lo cual cualquier equipo de la red con el stack de Ethernet es capaz de comunicarse a un equipo EtherCAT. Desde el punto de vista de la red Ethernet, una cadena de dispositivos EtherCAT es vista como un solo nodo de red [7].

Los equipos diseñados para ser esclavos de una red EtherCAT cuentan comúnmente con dos puertos, uno de entrada de comunicación desde el master y otro de continuación del bus. Por ello, la implementación de comunicaciones de este tipo puede resultar más barata que la implementación de una red Ethernet estándar que implique la presencia de switches o hubs para el armado de la misma dado que cada nodo EtherCAT viene preparado para conectar otro más en cadena [55].

3.4. Profibus y Profinet

Profibus es un estándar desarrollado en 1989 por el BMBF (departamento alemán de educación e investigación) muy utilizado por el fabricante Siemens [70].

Es un protocolo del tipo maestro esclavo impulsado por un conglomerado de 21 empresas para estandarizar los protocolos de comunicación de sus equipos a través de un protocolo abierto. La comunicación se realiza a través de la interfaz física RS485 y la velocidad es configurable entre $9,6kbps$ y $12Mbps$. El estándar opcionalmente admite la utilización de una interfaz de fibra óptica y una alternativa de baja potencia para instalaciones con clasificación de ambientes explosivos. La utilización de un bus único en lugar de comunicaciones desde el maestro a cada esclavo permite grandes ahorros en costos de cableado para la conexión con actuadores e instrumentación.

El número máximo de direcciones en el bus es de 32, aunque el estándar admite la utilización de switches Profibus que aumentan este número hasta 126 manteniendo la limitante de 32 nodos por segmento.

La comunicación se realiza a través de ciclos predefinidos en el establecimiento del bus de comunicaciones, permitiendo conocer en forma determinística el instante de comunicación con cada nodo esclavo. Esto se diferencia especialmente de los otros protocolos donde la comunicación se dispara por un evento y no en forma periódica y con un ciclo garantizado.

Bajo el mismo ente regulador se encuentra el protocolo abierto Profinet que funciona sobre una conexión Ethernet. Esto permite que la migración entre ambas tecnologías sea rápida y simple. Si bien mantiene el tipo de comunicación cíclica de Profibus, la mayor velocidad de su interfaz permite alcanzar una menor latencia en las comunicaciones.

3.5. Estándar OPC

El estándar OPC UA (Open Platform Communications Unified Architecture) se encuentra definido en la norma IEC 62541 y es uno de los protocolos abiertos de comunicación de mayor aceptación para interacciones entre equipos de distinto tipo y fabricante.

Surgió en el año 1996 bajo el nombre OPC con el objetivo de abstraer la interacción entre PLCs y HMI/SCADA de los protocolos propietarios de cada fabricante. Inicialmente fue diseñado para correr en una PC con sistema operativo Windows que actúe como intermediario entre ambas partes. Luego fue migrado a una versión independiente de la plataforma que permitiese generalizar aún más su utilización.

En la última revisión realizada en 2008 se migra a la versión OPC UA, manteniendo compatibilidad hacia atrás con las diferentes versiones del estándar anterior, pero agregando funcionalidades en el área de seguridad y de manejo de datos. En particular, los mensajes enviados cuentan con encriptación por lo cual pueden ser transmitidos a través de internet a centros de monitoreo remotos o hacia una nube. Esto, junto con la posibilidad de correr un servidor OPC UA en prácticamente cualquier plataforma, permitió sentar las bases para la introducción de tecnologías de recolección de datos en forma distribuida en los entornos industriales.

En el diagrama de comunicaciones de la Fig. 3.2 se muestra un ejemplo de utilización del protocolo OPC UA.

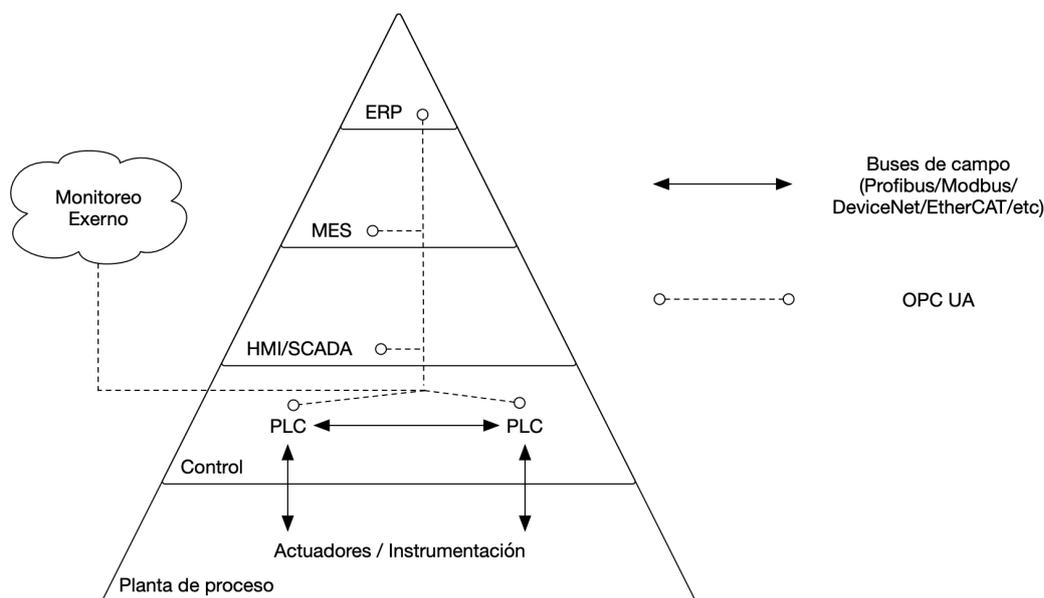


Figura 3.2: Integración de comunicación OPC en un sistema

Si bien la comunicación entre PLCs y entre la instrumentación en campo y cada PLC se realiza por medio de los buses tradicionales previamente descritos,

3.6. Instrumentación analógica y actuadores simples

desde este nivel hacia capas superiores se utiliza OPC UA. Es decir, desde los PLC hacia los niveles de operación HMI/SCADA, manejo de la producción MES (manufacturing execution system) y planificación ERP (enterprise resource planning). Además, las capacidades de manejo de datos de OPC UA permiten que la comunicación hacia una nube remota de monitoreo puede realizarse en forma directa desde la capa de control, evitando así demoras en la obtención de información o un tráfico innecesario en las capas superiores.

3.6. Instrumentación analógica y actuadores simples

Para el caso de la instrumentación analógica y actuadores simples se utilizan comúnmente las conexiones cableadas duras, es decir, señales digitales de $0V$ a $+24VDC$, de $0V$ a $24VAC$ o de $0V$ a $230VAC$ o señales analógicas de $0mA$ a $20mA$, de $4mA$ a $20mA$ o de $0V$ a $+10VDC$.

El protocolo io-link, definido en el capítulo 9 de la norma ISO-61131 descrita en la sección 2.2.3 permite agregar sobre estos mismos cableados señales de puesta en marcha y de diagnóstico que pueden resultar de gran utilidad. En particular, este protocolo permite reutilizar los cableados de tres hilos estándar (referencia de $0V$, alimentación, señal digital) para establecer una comunicación punto a punto de bajo ancho de banda de acuerdo a lo que se muestra en la Fig. 3.3.

Este tipo de conexiones admiten cableados de hasta aproximadamente $20m$ de largo y transmiten en tres diferentes velocidades definidas en la norma IEC-61131: 4.8, 38.4, o 230.4 kbps [94].

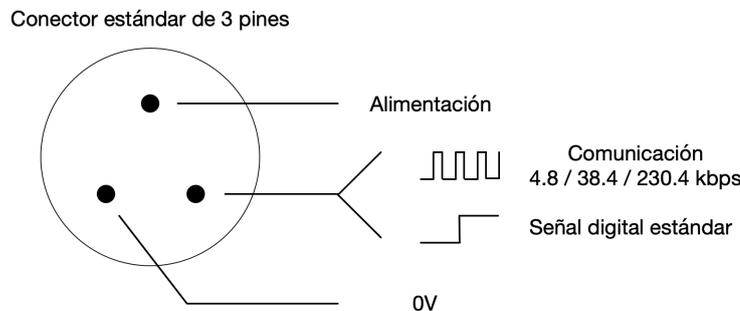


Figura 3.3: Conexión de cableado del protocolo io-link

Una de las principales ventajas de este protocolo de comunicación, y que simplifica la migración hacia él, es que es totalmente compatible con sensores simples sin io-link. Esto permite que una planta industrial migre en forma gradual y en una modalidad de mantenimiento sostenido reemplazando sensores simples defectuosos por sensores modernos con comunicación [104].

Al conectar un sensor io-link a un equipo compatible con este protocolo, inicialmente se puede observar una señal digital estándar al igual que un sensor simple [90]. Luego de cierto tiempo de reconocimiento, el equipo actuando como

Capítulo 3. Comunicaciones industriales

maestro envía a través del cable de señal un indicador de iniciación de comunicación. Es allí que el conductor de la señal digital se transforma en un bus de comunicación serial para el envío de información de configuración y de diagnóstico.

Otra de las ventajas destacadas de este protocolo es la simpleza de las tareas de mantenimiento, en particular la de sustitución de instrumentación y actuadores [88]. Al ser equipos configurados desde el PLC y que no cuentan con intervención directa sobre ellos en la puesta en marcha, al intercambiar un equipo por otro de similares características, el nuevo dispositivo es reconfigurado en forma automática. Esto disminuye sensiblemente el tiempo de parada de planta para su sustitución, bajando los costos globales de las tareas de mantenimiento.

Además, la existencia de un bus de comunicaciones permite un monitoreo detallado de las condiciones de la instrumentación, pudiendo realizar mantenimiento preventivo frente a funcionamientos fuera de lo normal [84].

Capítulo 4

Estrategias de control de procesos

En esta sección se analizarán seis tipos de control de procesos utilizados frecuentemente en la industria [42]. Se presentarán los métodos de control del tipo en cascada, con feedforward, PID, de ganancia programada, adaptativo y MPC.

Se aplicará en cada sección a modo de ejemplo un lazo de control del tipo presentado y se analizarán las ventajas obtenidas del mismo. La aplicación de cada modelo se realizará para una planta similar a la estudiada en capítulos posteriores de este proyecto, el cual consta de uno o más tanques de agua abiertos a la atmósfera junto con equipos de bombeo.

4.1. Control cascada

El control en cascada consiste en la utilización de la salida de un controlador primario como setpoint de un controlador secundario. Se muestra un diagrama de ejemplo de un controlador en la Fig. 4.1.

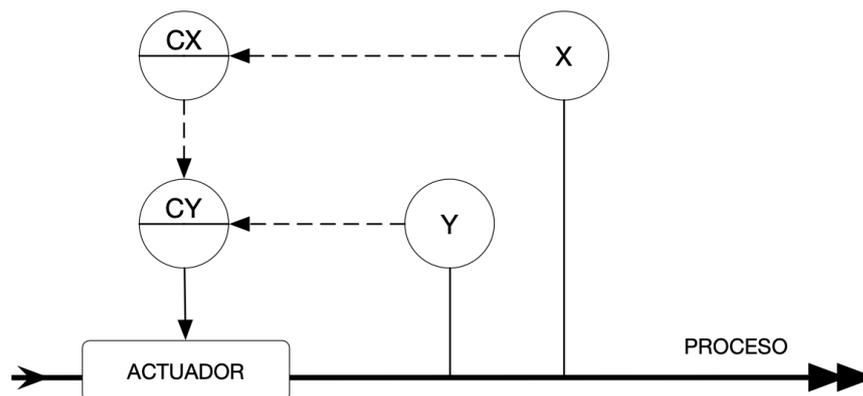


Figura 4.1: Diagrama de instrumentación de un controlador en cascada

Este tipo de control permite obtener una respuesta más rápida a cierto tipo de perturbaciones que provocarían un apartamiento significativo del punto de operación en un controlador simple.

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

En la Fig. 4.2 se presenta la aplicación de un control del tipo en cascada en comparación con un control con realimentación simple para una planta similar a la estudiada en capítulos posteriores. En este ejemplo se tiene un pozo de bombeo abierto y de sección constante modelado por $P(s)$. Se considera como variable de estado del mismo la altura h y se toma como salida esta altura. Como consigna de control se desea mantener el nivel de agua en el valor h_{SP} .

Se considera como entrada al sistema el valor v que representa la velocidad de funcionamiento de la bomba sumergible que extrae agua del pozo. Además, se cuenta con un ingreso de agua a través de un caudal de entrada q_{in} y una salida de agua a través de la bomba de caudal q_{out} , modelados ambos flujos internamente en $P(s)$.

Se utiliza la diferencia entre el nivel h y h_{SP} como entrada al controlador $C(s)$ que maneja la velocidad de trabajo v de la bomba.

En el diagrama se considera la existencia de una perturbación causada por un aumento del nivel de agua por lluvias. Este tipo de perturbaciones en $P(s)$ será rápidamente compensada por el controlador $C(s)$, dado que afectan directamente la variable de estado h que se utiliza como entrada al controlador.

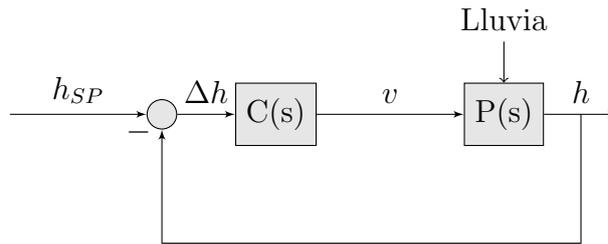


Figura 4.2: Modelo del pozo de bombeo con controlador simple

Por otra parte, una perturbación en la presión de salida de la bomba no se reflejará instantáneamente en un cambio de velocidad de la misma. Esto es debido a que la incidencia de esta perturbación en el nivel del tanque será lenta si el área es suficientemente grande [20].

Para contrarrestar este tipo de perturbaciones sería conveniente la utilización de un control en cascada, donde el controlador secundario $C_2(s)$ se utilice para mantener el caudal bombeado q_{out} .

En el diagrama de la Fig. 4.3 se modela el sistema de bombas $P_2(s)$ en forma independiente al modelo del pozo de bombeo $P(s)$. Se observa que frente a un aumento por causas externas de $+\delta p$ en la presión de la tubería de bombeo el controlador C_2 detecta rápidamente una disminución del caudal bombeado y aumenta el setpoint de velocidad de la bomba modelada por $P_2(s)$. De esta forma el sistema responde muy rápidamente a la perturbación de variación de presión en la línea de impulsión, mejorando las características del lazo de control frente al del sistema con un controlador con realimentación simple del nivel del pozo.

4.1. Control cascada

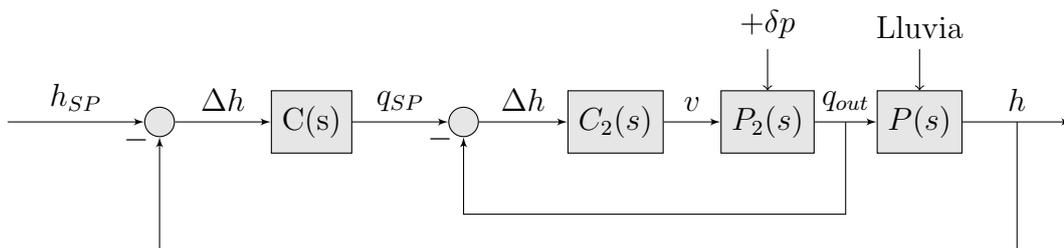


Figura 4.3: Modelo del pozo de bombeo con controlador en cascada

Para el caso de las perturbaciones que ya se encontraban presentes en el lazo de realimentación simple, el control en cascada aumenta la complejidad del sistema sin presentar beneficios. Además, no es posible aplicarlo a cualquier proceso debido a que es necesario medir una variable intermedia y generar un modelo parcial del proceso en función de la misma. Por otra parte, en sistemas que solo contengan distorsiones por fuera del bloque $P(s)$ en el diagrama, no se mejorará significativamente el control del mismo.

En cambio, para perturbaciones medidas y modeladas en el lazo del controlador en cascada, se concluye que se mejora significativamente la respuesta. El sistema resultante es más robusto frente a distorsiones en el lazo del controlador primario, pudiendo incluso lograr que las mismas no afecten la salida del proceso.

Como buena práctica de diseño de este tipo de controladores, se busca que el controlador que maneja el actuador del proceso sea más rápido que el otro controlador. Esto permite evitar interacciones inestables entre ambos debido a cercanía entre las frecuencia características de los mismos. Como criterio estándar de diseño se busca que el controlador secundario tenga una constante de tiempo al menos tres veces más rápida que la del primario [50, 92].

Para detectar los sistemas en los cuales se sugiere estudiar la utilización de este tipo de control, es necesario analizar los tipos de perturbaciones externas a los mismos y considerar la viabilidad de medir una variable relacionada a ellas.

En [100] se propone la optimización de una caldera a carbón para producción de energía eléctrica a través de la implementación de un lazo de control en cascada. Se seleccionó como variable del controlador principal la presión dentro de la caldera y como variable del controlador secundario la presión de vapor a la salida. El controlador secundario fija el flujo de carburante al quemador de la caldera. Este tipo de control permitió solventar la no linealidad inherente [97] entre la cantidad de carburante de entrada al quemador y la presión de vapor a la salida en una caldera de este tipo. En particular, la utilización de un controlador de este tipo permitió un diseño más tolerante y robusto de acuerdo a lo presentado en las simulaciones realizadas por el autor de [97].

4.2. Control feedforward

En el control feed forward se utiliza como entrada al controlador las perturbaciones en el sistema en lugar de una variable interna al mismo de acuerdo a lo que se muestra en el diagrama de la Fig. 4.4. Esto implica que las perturbaciones son conocidas y medibles, además de conocerse precisamente el efecto de las mismas en el proceso. Se seleccionó una arquitectura en cascada al igual que en el controlador de la Fig. 4.1 de forma de explicitar que la señal a ingresar en el controlador no consiste en una realimentación, sino que es relevada previo al actuador del proceso [26].

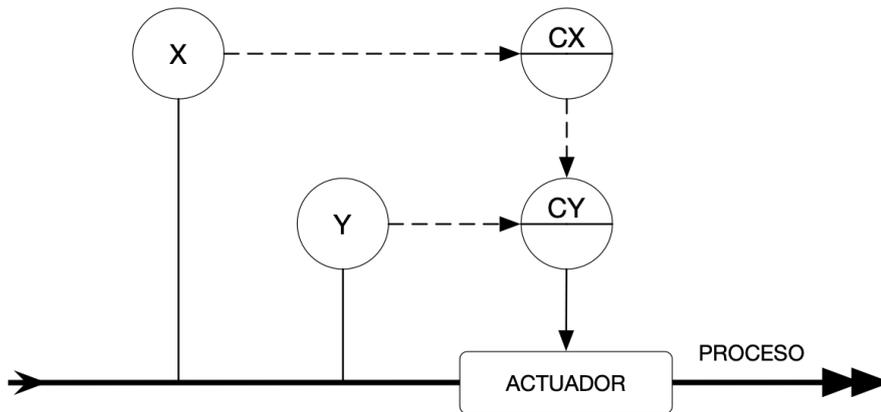


Figura 4.4: Diagrama de instrumentación de un controlador feed forward en cascada

La ventaja de este tipo de control es que permite una respuesta anticipada a una variación en la variable controlada, permitiendo que el sistema nunca se desvíe del setpoint deseado. Debido a que esto implicaría un conocimiento exacto de cómo afecta la perturbación al sistema, así como la no existencia de otras fuentes de perturbación aparte de la modelada, generalmente este método de control se utiliza en conjunción con una realimentación simple [51].

Si bien existen distintas formas de implementar un control combinado, resulta la más intuitiva de ellas la suma de las salidas de los controladores de feedforward y de realimentación. Esto presenta como ventaja que en caso de no realizarse una implementación perfecta del controlador feedforward, la cual evitaría el 100 % de las desviaciones en la variable controlada, un control subóptimo que corrija solamente el 50 % de la desviación estaría disminuyendo a la mitad el error a compensar por parte del lazo de realimentación simple instalado. Esto si bien resulta robusto y aplicable a la gran mayoría de los sistemas, presenta como desventaja que el lazo de realimentación debe ajustarse a cada punto de operación del proceso para evitar errores de offset.

Se muestra el diagrama de un controlador feedforward aditivo en la Fig. 4.5. El controlador $C_1(s)$ es una realimentación simple de la salida de la planta $P(s)$, la perturbación D es independiente de la entrada y el bloque $C_2(s)$ representa un control feedforward. La acción de control de ambos bloques se suman previo a la entrada a la planta.

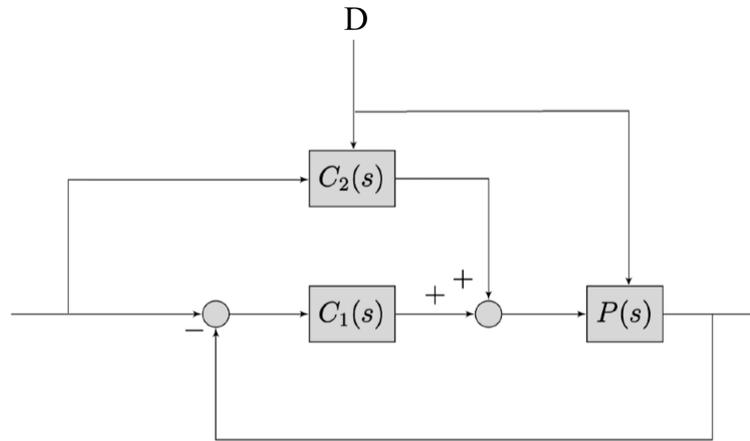


Figura 4.5: Diagrama de un controlador feed forward aditivo

En caso de que el sistema responda en forma inadecuada o lenta a este tipo de topología, se puede combinar la señal de ambos controladores en forma multiplicativa. Es posible demostrar que el lazo de realimentación no debe ser sintonizado a cada punto de operación del sistema en esta configuración a diferencia de lo que sucede para el caso aditivo [16]. Sin embargo, no siempre es posible realizar este tipo de multiplicación de salidas de controladores de acuerdo a las propiedades físicas del sistema y el tipo de salida del controlador.

Se muestra el diagrama de un controlador feedforward multiplicativo en la Fig. 4.6. El controlador $C_1(s)$ es una realimentación simple de la salida de la planta $P(s)$, la perturbación D es independiente de la entrada y el bloque $C_2(s)$ representa un control feedforward. La acción de control de ambos bloques es multiplicada previo a la entrada a la planta. Puede asociarse la acción de C_1 como un factor multiplicativo k , el cual valdrá 1 en caso de que el modelo del controlador feedforward sea perfecto. Esto permite evaluar el ajuste del modelo en forma directa analizando el valor que toma k .

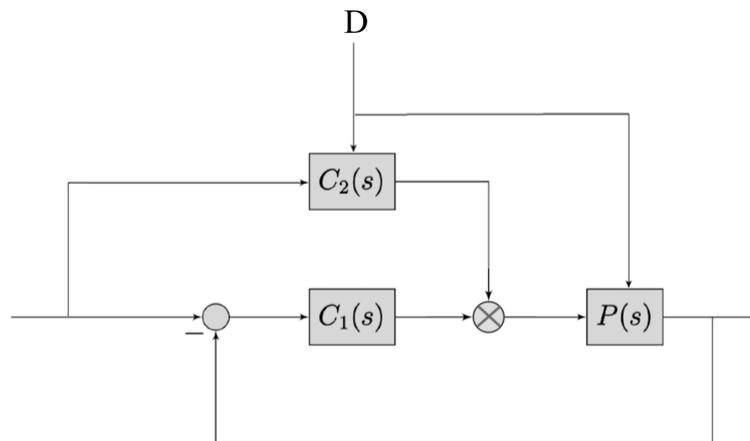


Figura 4.6: Diagrama de un controlador feed forward multiplicativo

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

El control feed forward destaca al ser implementado en sistemas con perturbaciones de alta frecuencia, las cuales no pueden ser contrarrestadas a tiempo por controladores lentos de realimentación común. Además, es especialmente aplicable a sistemas en que la variable de proceso sigue una curva predecible, actuando en estos casos en forma anticipada a desviaciones de la misma.

El sistema del pozo de bombeo utilizado como ejemplo en este capítulo presentaría una respuesta lenta frente a cambios repentinos en el caudal de entrada q_{in} debido a que este caudal no modifica en forma instantánea el nivel del pozo. Para este tipo de perturbaciones la utilización de un diseño como el de la Fig. 4.7 permitiría robustecer el sistema, aumentando la velocidad de respuesta y disminuyendo el apartamiento del punto de operación seleccionado h_{SP} .

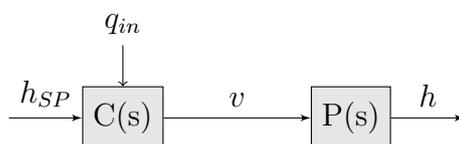


Figura 4.7: Modelo de planta con controlador feedforward

Si bien esta topología cuenta aplicaciones en el ámbito de la eficiencia energética aplicada al control de temperatura ambiente [86], la misma destaca en el manejo de sistemas híbridos de energía en automóviles [83, 96]. Es para estos últimos que resulta de gran importancia debido a que la dinámica del vehículo es predecible, por lo cual se pueden tomar medidas anticipadas para evitar caídas del voltaje en el sistema durante las aceleraciones. En [46] se sugiere además la utilización de este tipo de controladores para maximizar la eficiencia de los sistemas de carga regenerativa por frenado de las baterías de los autos híbridos.

4.3. Control PID

Los controladores del tipo proporcional, integral y derivativo (PID) cuentan con gran aceptación en la industria, siendo utilizados como la principal estrategia de control en procesos con variables analógicas.

Este controlador calcula la desviación entre la variable a controlar y el valor de setpoint seleccionado por el usuario. Esta desviación o error luego es procesado a través de un bloque proporcional, uno integrador y uno derivador. Existen tres topologías usuales para la conexión de estos bloques, presentándose a continuación en la Fig. 4.8 la implementada en paralelo de gran aceptación en los software de programación de PLCs.

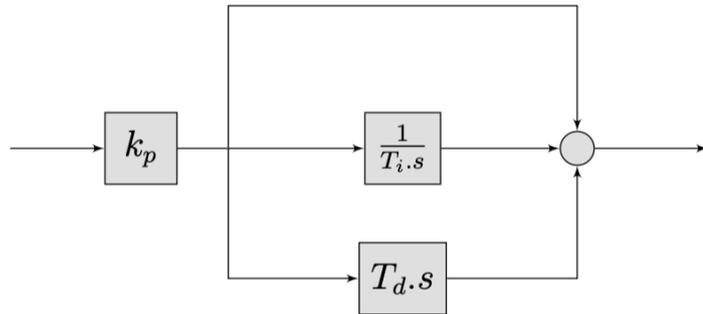


Figura 4.8: Modelo paralelo de un PID

La expresión en Laplace para un controlador del tipo descrito en la Fig. 4.8 es la siguiente:

$$C(s) = k_p \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot s} + T_d \cdot s \right) \quad (4.1)$$

El diagrama de Bode de un PID se presenta en la Fig. 4.9.

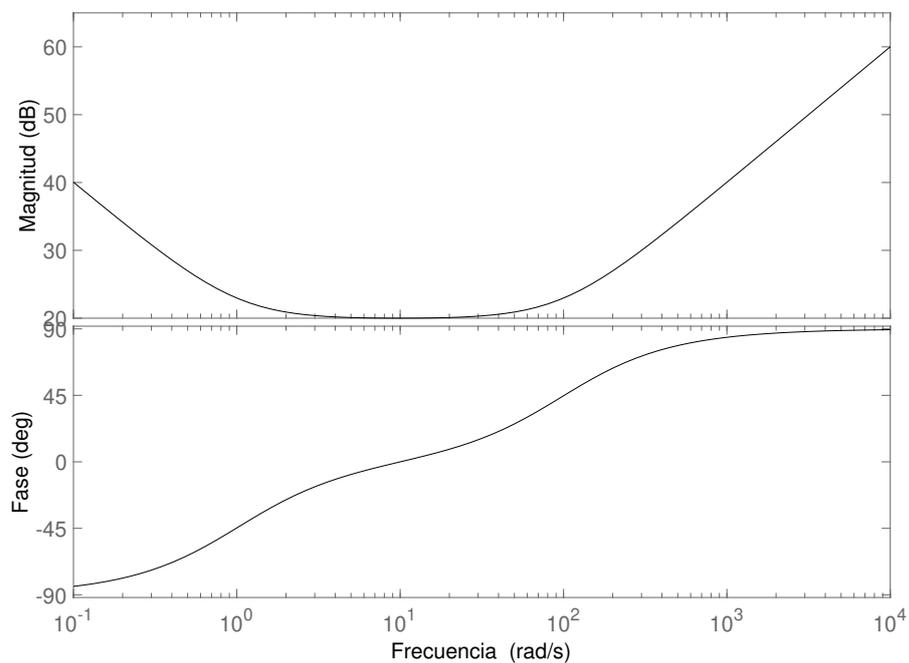


Figura 4.9: Diagrama de Bode de un PID

Debido a que para altas frecuencias la ganancia del controlador puede ser un problema, comúnmente se agrega un polo en aproximadamente una década

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

por arriba del cero impuesto por el bloque derivador de acuerdo a la siguiente expresión:

$$C(s) = k_p \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot s} + \frac{T_d \cdot s}{\kappa T_d \cdot s + 1} \right) \quad (4.2)$$

donde κ generalmente se encuentra entre 0,1 y 0,2.

El diagrama de Bode de un compensador PID compensado en altas frecuencias se presenta en la Fig. 4.10.

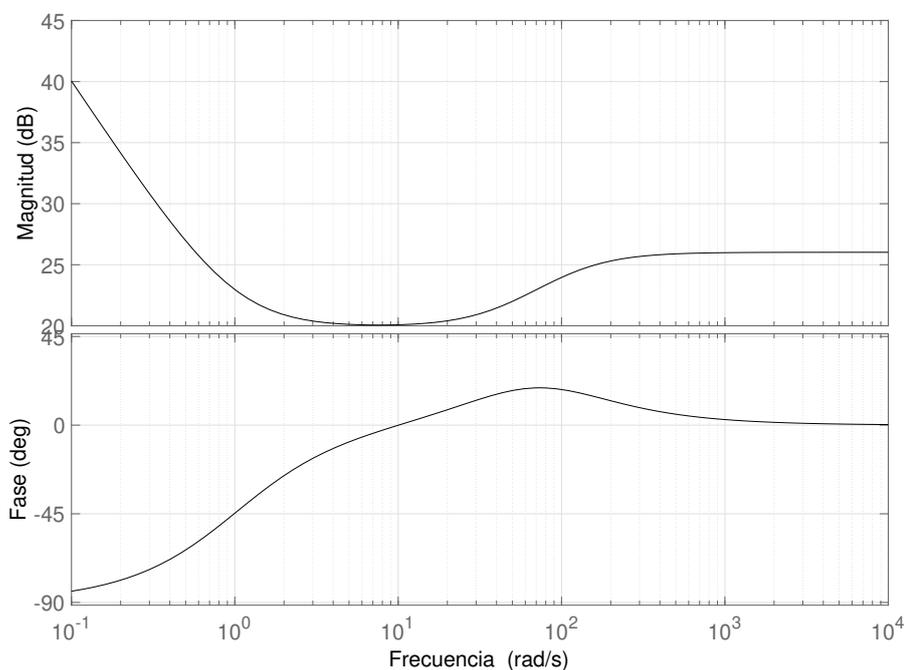


Figura 4.10: Diagrama de Bode de un PID compensado en altas frecuencias

Es posible analizar el funcionamiento de este controlador en tres bandas de frecuencia:

- Para bajas frecuencias previas al cero impuesto por el bloque proporcional, el funcionamiento del controlador es aproximado al de un integrador. Este bloque elimina el error en régimen permanente, pero empeora la respuesta transitoria.
- Para frecuencias medias previas al cero impuesto por el bloque derivador, el funcionamiento del controlador es aproximado al de un proporcional. Este bloque disminuye el tiempo de subida y el error en régimen permanente.
- Para frecuencias altas luego del cero impuesto por el bloque derivador y previas al opcional cero de compensación, el funcionamiento del controlador

4.3. Control PID

es aproximado al de un derivador. Este bloque aumenta la estabilidad del sistema, reduciendo el tiempo de asentamiento y el sobretiro, mejorando la respuesta transitoria.

Es posible variar el parámetro asociado a cada bloque para adaptar la respuesta del controlador a la deseada, denominándose *sintonizar un PID* a este proceso de ajuste. Para plantas de complejidad baja se presenta a modo de guía de sintonización la Tabla 4.1. En ella se resume el efecto de modificar cada parámetro sobre el tiempo de subida, el sobretiro, el tiempo de asentamiento y el error en régimen. Para plantas de mayor complejidad y con procesos interconectados, donde un cambio pequeño en uno de ellos puede tener grandes efectos en otro, es necesario realizar pruebas empíricas o valerse de un método avanzado para la sintonización.

Cte.	T. subida	Sobretiro	T. asentamiento	Error en régimen
K_p	Disminuye	Aumenta	Leve alteración	Disminuye
T_i	Disminuye	Aumenta	Aumenta	Elimina
T_d	Leve alteración	Disminuye	Disminuye	Leve alteración

Tabla 4.1: Efecto de sintonización de parámetros en un PID

El alto grado de aceptación por parte de la industria en estos controladores derivó en la investigación de métodos para aumentar la robustez de la elección de los parámetros de los mismos. Además, el ajuste o sintonización inicial del controlador debe realizarse frecuentemente para procesos de los cuales no se conoce un modelo para calcular una respuesta teórica del sistema frente a los parámetros propuestos.

Uno de los primeros métodos de sintonización de PID's se describe en [102]. Este método clásico funciona para sistemas en lazo abierto y es utilizado en métodos modernos como punto de partida previo a la aplicación de técnicas más avanzadas. En él se propone que gran cantidad de procesos pueden ser aproximados en forma satisfactoria por un modelo de primer orden $P(s)$ como el siguiente:

$$P(s) = \frac{Ge^{-T_m s}}{\tau s + 1} \quad (4.3)$$

donde G se corresponde con una constante que representa la ganancia en continua, T_m es el tiempo muerto y τ es la constante de tiempo de la planta. Se presenta a continuación el diagrama de bloques del sistema en la Fig. 4.11, identificando la entrada u y la salida y .

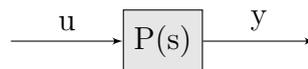


Figura 4.11: Planta de estudio para sintonización de un PID

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

El procedimiento implica imponer en la entrada de la planta en lazo abierto una señal $u = u_o$ que se corresponda con un punto de operación normal de salida $y = y_o$. En el instante $t = t_o$ se aplica un escalón u_2 en la entrada u con un valor de aproximadamente 10% a 20% del fondo de escala de la misma y se registra la salida y de la planta. La curva obtenida se denomina *Curva de reacción del proceso* y se presenta un ejemplo en la Fig. 4.12.

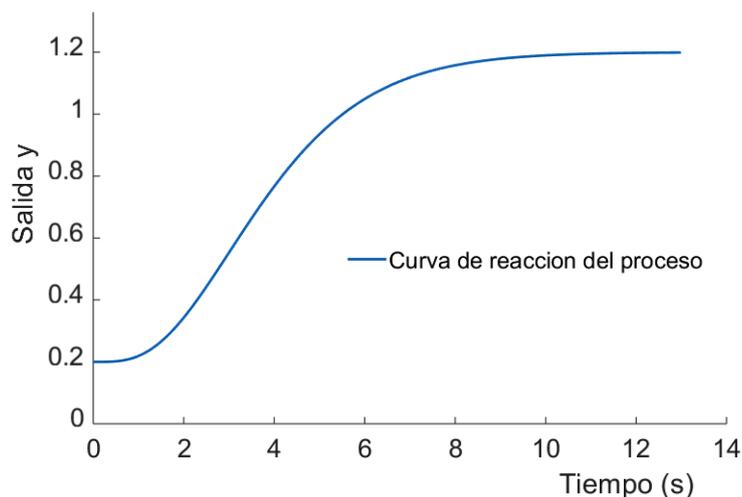


Figura 4.12: Curva de reacción del proceso para un sistema de ejemplo

Los parámetros para el modelo de primer orden se calculan a continuación, identificándose ciertos valores en la curva de reacción del proceso de acuerdo a la Fig. 4.13. Se trazó la tangente de máxima pendiente en el punto de inflexión de la curva para la obtención de ciertos de estos parámetros.

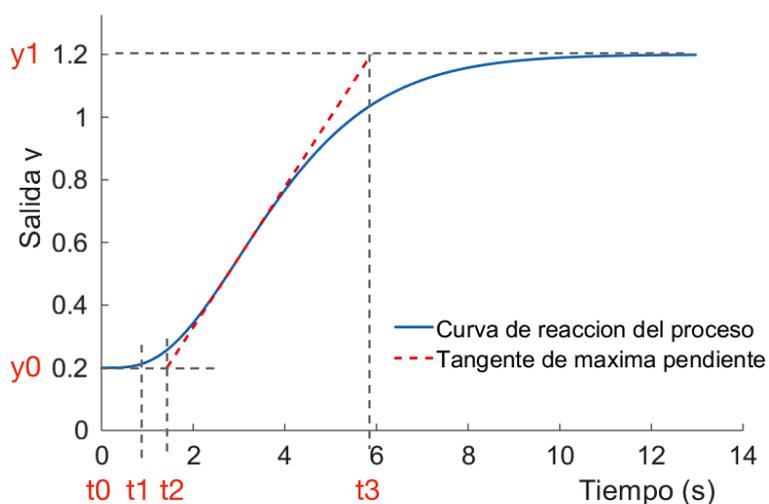


Figura 4.13: Curva de reacción del proceso con los parámetros a identificar en el método

4.3. Control PID

donde y_1 se corresponde con el valor al que tiende la salida y , y_0 el valor de régimen con entrada u_0 , t_0 el instante de tiempo en que se aplica el escalón u_2 , t_1 el instante de tiempo en que la salida y presenta una respuesta, t_2 el corte de la tangente con la horizontal y_0 y t_3 el corte de la tangente con la horizontal y_1 .

Luego, se tiene que:

$$G = \frac{y_2 - y_0}{u_2 - u_0} \quad (4.4)$$

$$T_m = t_1 - t_0 \quad (4.5)$$

$$\tau = t_3 - t_2 \quad (4.6)$$

En el método se propone ajustar los parámetros del PID de acuerdo a la Tabla 4.2, donde cada columna se corresponde a los bloques activos del controlador.

	K_p	T_i	T_d
P	$\frac{\tau}{G.T_m}$		
PI	$\frac{0,9\tau}{G.T_m}$	$\frac{T_m}{0,3}$	
PID	$\frac{1,2\tau}{G.T_m}$	$2T_m$	$0,5T_m$

Tabla 4.2: Elección de parámetros de un PID para el método de Ziegler-Nichols

La respuesta del sistema ajustado con los parámetros de la Tabla 4.2 se corresponde con una subamortiguada y ajusta en forma correcta para plantas $P(s)$ que se puedan modelar con un modelo de primer orden.

En particular, este método es muy sensible a la relación $x = \frac{T_m}{\tau}$. Se presenta en la Fig. 4.14 la respuesta y a una entrada del tipo escalón unitario para distintos valores de x de un sistema con un controlador PID ajustado por el método de Ziegler-Nichols presentado.

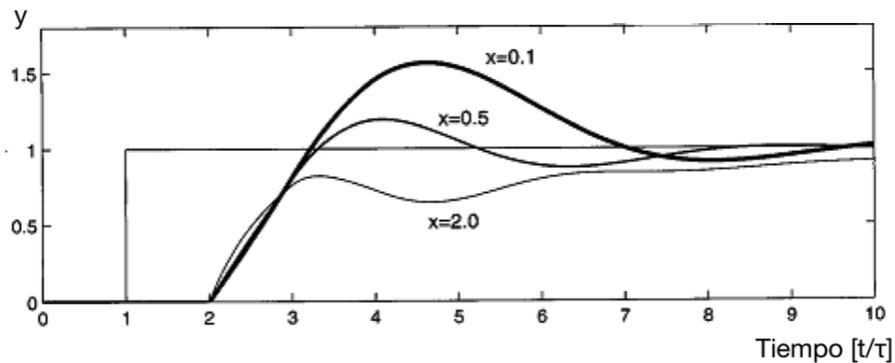


Figura 4.14: Respuesta del sistema a una entrada del tipo escalón unitario para distintos valores de x

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

Por otra parte, durante el diseño del controlador puede resultar dificultoso obtener un modelo exacto de la planta debido a las imperfecciones y no idealidades de los componentes de la misma o debido a una variabilidad en el tiempo de sus características. Además, se observa que incluso si la planta respondiese en forma adecuada a un modelado de primer orden, el procedimiento planteado previamente implica abrir el lazo de control lo cual no siempre es realizable físicamente.

Para casos en que la relación x produzca una salida no aceptable o no sea posible abrir el lazo de la planta, es posible la utilización de otros métodos de sintonización en lazo cerrado como los planteados en [91, 101].

De todas formas, la expresión obtenida para el modelo de primer orden es utilizada también por otros métodos como punto de partida para la obtención de los parámetros que sintonizan el PID, como por ejemplo en [13, 14] en los cuales se describen mejoras al mismo método desarrollado previamente.

La sintonía de un controlador PID de parámetros fijos generalmente se realiza para el peor caso del sistema, de forma de asegurar un comportamiento seguro de la planta en las zonas límites de operación. Esto lleva a selecciones del punto de operación del controlador subóptimas e inamovibles en el tiempo. Esto desperdicia la información de la respuesta de la planta generada a lo largo de la operación, la cual podría ser utilizada para optimizar los parámetros de control. Además, no se incorpora al lazo de control los constantes cambios en la dinámica del sistema debidos a el ambiente, desgaste de equipamiento, etc.

Como primera medida para adaptar el controlador a diferentes puntos de operación de la planta se presentan las técnicas de ganancia programada en la sección 4.4.

Para casos que requieran métodos más avanzados de ajuste de los parámetros del controlador, en la sección 4.5 se presentan métodos de sintonización basados en aprendizaje automático muy utilizados hoy en día [33]. Estas técnicas permiten adaptar dinámicamente los parámetros del controlador durante la operación y así lograr un controlador más robusto y eficiente.

4.4. Controlador de ganancia programada

La primera medida utilizada en la industria para compensar frente a la variabilidad en el tiempo de las características de una planta es la utilización de controladores de ganancia programada o *gain scheduling*.

Este tipo de medida en su variante más simple consiste en una tabla que indica los parámetros del controlador de acuerdo a puntos preestablecidos de operación de la planta. De acuerdo a [38] se sugiere la utilización de la variable con comportamiento no lineal del proceso como variable de decisión del punto de operación. Si bien resulta como desventaja de este método la necesidad de sintonizar los parámetros en varios puntos de operación, es posible reducir el tiempo incurrido a través de la utilización de métodos automatizados para la generación de la tabla de decisión. En particular, para sistemas donde el comportamiento es variable en el tiempo pero predecible a través de una señal en particular, este tipo de controladores presenta un funcionamiento excelente. En particular, son de gran utilización

4.5. Controlador adaptativo

en la industria aeronáutica [23, 49] para ciertos procesos del sistema de vuelo.

En [45] se presenta un ejemplo de aplicación de un controlador de ganancia programada para la operación de un inversor conectado a la red eléctrica. Estos equipos utilizan un controlador proporcional-integral para manejar la corriente inyectada a la red, funcionando usualmente en un punto subóptimo debido a las variaciones en la impedancia de la misma. En caso de un aumento excesivo de la impedancia vista el sistema disminuye su margen de fase provocando inestabilidades así como empeorando el desempeño frente a transitorios. Se propone la utilización de un controlador con ganancia programada y la estimación de la impedancia de la red como variable de decisión, presentando simulaciones y resultados sobre el desempeño de un controlador de este tipo. Se utilizó la estrategia de ganancia programada debido a que permite garantizar que el inversor funcionará en puntos predefinidos de operación en los cuales se estudió que la respuesta es estable y se encuentra dentro de ciertos márgenes de seguridad. Se consideró como indicador del funcionamiento del controlador la distorsión armónica presente en la corriente inyectada a la red, disminuyendo la misma en más de un 50 %.

Se presenta como ejemplo también la utilización de un controlador de ganancia programada en la aplicación de el pozo de bombeo repetida en este capítulo. Dado un controlador PID estándar configurado para mantener el setpoint de altura del tanque en situaciones normales de operación, el controlador presentaría por ejemplo una respuesta lenta frente a cambios repentinos en el caudal de entrada q_{in} debido a lluvias. Esto se debe a que este caudal de entrada no varía de forma instantánea el nivel del pozo sino que lo realiza en forma progresiva con el consiguiente aumento transitorio de la altura. Para este tipo de perturbaciones, la utilización de un diseño con ganancia programada, considerando una lluvia repentina como variable de decisión, permitiría robustecer el sistema y disminuir el apartamiento del punto de operación seleccionado.

4.5. Controlador adaptativo

Debido a que los errores e incertidumbres durante el modelado de una planta son inevitables, así como también los modelos desarrollados varían con el tiempo, se generó la necesidad de controladores más inteligentes que aquellos con parámetros fijos o los de ganancia programada introducidos en 4.4. Es así que surgen los controladores denominados adaptativos, los cuales permiten un ajuste progresivo a las variaciones de la dinámica del proceso.

Estos controladores se basan en ciertas reglas y parámetros iniciales conocidos, como por ejemplo medidas de instrumentación en ciertos puntos de operación, para generar un modelo interno inicial de la planta. Un claro ejemplo de un sistema que fue robustecido al migrar hacia un controlador adaptativo es un avión, el cual debe poder volar en distintas condiciones meteorológicas y de altitud, así como también introduce una variación en su peso a lo largo del vuelo debido al consumo de combustible. Las primeras referencias a este tipo de controladores son de 1951 cuando un grupo de científicos desarrolló un controlador para un motor de combustión que lograba autosintonizarse para adaptarse a su dinámica de funcionamiento [72]. En

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

el año 1958 que se logró implementar por primera vez un control adaptivo para la función de asistencia de control de vuelo, resolviendo el problema planteado previamente que impulsó el surgimiento de este tipo de controladores. Finalmente en 1980 comienzan a surgir aplicaciones comerciales de estos controladores aplicadas a la industria [8, 47].

Además, cierta adaptabilidad automática de un controlador permite no desperdiciar la información que se genera durante la operación de la planta. Durante el diseño y la puesta en marcha del proceso pueden no sucederse situaciones y perturbaciones adversas que luego formen parte de la operativa diaria. Resulta de gran importancia entonces introducir un controlador que logre observar esta información y tomar ventaja de ella [10].

El control adaptativo se puede utilizar en distintas etapas de un proceso industrial, como por ejemplo en la puesta en marcha para el ajuste de los parámetros de los controladores [11]. Además, es posible continuar la operación de la planta con un controlador adaptativo para modificar en tiempo real los parámetros del controlador principal del proceso [58].

En particular, este tipo de control es de gran utilización en implementaciones junto con un PID. La utilización de un control adaptativo para poner en marcha y sintonizar un controlador PID se denomina auto tuneo, siendo importante para la obtención de un punto de partida en la sintonización precisa de las constantes del mismo [71, 85].

Una de las posibles metodologías para el autotuneo de los parámetros de un PID se describe en [38] como aplicación práctica para un entorno industrial. Este trabajo presenta un método para cumplir metas de márgenes de ganancia y de fase a través de la búsqueda de un punto particular del diagrama de Nyquist de la planta a controlar. Esto se logra a través de una estrategia generalizada del método de Ziegler-Nichols [101]. Este método implica utilizar como entrada un controlador proporcional a la planta y aumentar progresivamente la ganancia del mismo hasta obtener una respuesta oscilatoria de amplitud constante. Se denomina ganancia crítica a la ganancia que logra esto, siendo la frecuencia de oscilación denominada frecuencia crítica. Debido a que los posibles riesgos del método, es posible que este procedimiento no sea adecuado para algunas plantas en las que una inestabilidad podría desencadenar problemas de seguridad o roturas.

En cambio, el método descrito en [12] basa la obtención del punto deseado de la curva de Nyquist en la propiedad de que un sistema con retardo de fase de al menos π a altas frecuencias, oscila a su frecuencia crítica frente a una entrada del tipo onda cuadrada. Además, el análisis del primer armónico de la respuesta permite obtener el valor de ganancia crítica. Otra aplicación de control adaptativo para hallar los parámetros de un PID basados en el método de Ziegler-Nichols se presenta en [66]. Obtenidos los parámetros de diseño, es posible la utilización de las distintas tablas de sintonización de PIDs, como por ejemplo las de [89].

En el diagrama de la Fig. 4.15 se presenta la topología estándar de estos controladores denominada por modelo de referencia.

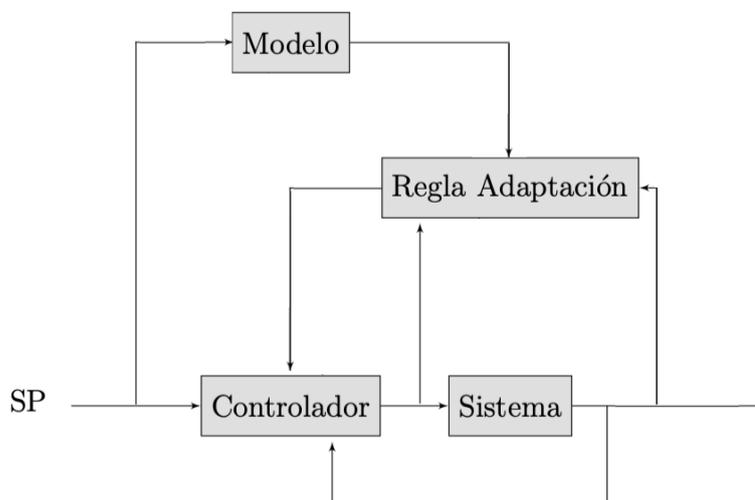


Figura 4.15: Diagrama de bloques de un controlador adaptativo

Esta topología presenta como característica principal el bloque denominado *Regla Adaptación* que compara la salida esperada por el modelo teórico y la real del sistema, generando una señal para adaptar los parámetros del controlador. Esto permite adaptar dinámicamente las características del controlador para que la salida del sistema se mantenga dentro del valor SP deseado. Esta topología incluye un modelo teórico de la planta utilizado para predecir su respuesta, este tipo de controladores se denomina MPC y se describen en detalle en la sección 4.6 a continuación.

4.6. Control MPC

El control predictivo basado en modelo (MPC por sus siglas en inglés) consiste en resolver en forma teórica la respuesta futura del sistema basándose en un modelo de la planta. Esto permite proponer una señal de control que permita llevar la salida futura de la planta al rango deseado.

Los primeros pasos en el desarrollo de este tipo de controladores fueron dados por Kalman en 1960 con el desarrollo de sistemas de predicción que utilizaban los datos medidos para generar una señal de control futura al sistema. Estos primeros algoritmos no incluían precauciones en su funcionamiento, por lo cual no fue hasta 1970 que la industria adoptó los primeros controladores que garantizaban la estabilidad de funcionamiento bajo ciertos requisitos de horizonte de tiempo (cota de tiempo futura hasta la que se predice) y de margen de estabilidad de la planta [74]. Luego, a fines de los años 80 un grupo de investigación de la empresa Shell desarrolló el primer controlador que ofrecía un funcionamiento robusto sin necesidad de cuidadosa supervisión. Esto contrasta con las pasadas implementaciones que presentaban problemas en su funcionamiento si no era posible encontrar una

Capítulo 4. Estrategias de control de procesos

solución al problema de optimización [48], requiriendo un constante monitoreo por parte de un supervisor. En el siglo XXI se dieron grandes avances en el desarrollo de modelos de controladores MPC más robustos y se diversificaron las aplicaciones prácticas, que en el siglo anterior se limitaban a la industria petroquímica [59].

La caracterización del modelo teórico resulta de gran importancia para la efectividad de este tipo de control, por lo que generalmente se realiza en forma empírica y debe representar de forma fiel la respuesta del sistema a las distintas entradas y las posibles perturbaciones [19]. Además, deberá ser suficientemente simple de computar numéricamente como para implementar el cálculo matemático de la respuesta en el horizonte de tiempo de control. Es deseable que este modelo obtenido sea simple de calibrar y optimizar, de forma de que pueda ajustarse a posibles cambios en las características del sistema. Debido a la complejidad de los cálculos iterativos a realizar, es común que se utilice un modelo linealizado de la planta para simplificar los mismos en sistemas complejos. Además, agregar un lazo de realimentación para compensar cambios en la caracterización del sistema permite aumentar la robustez del funcionamiento del controlador en algunos casos [21].

Luego de obtenido el modelo en variables de estado, es posible calcular en el instante t la respuesta teórica de la planta en el intervalo $(t, t + \Delta t]$, con Δt representando el horizonte de control. El cálculo se realiza a partir del estado actual del sistema junto con la información obtenida de la instrumentación en el pasado. Dado un valor deseado para la salida de la planta generalmente denominado setpoint, es posible hallar la entrada $u[t, t + \Delta t]$ más adecuada para producir esta salida a través de simulaciones en el modelo teórico.

Se plantea en [28] que este tipo de controladores, considerando que se cuenta con suficiente poder de cómputo para realizar optimizaciones complejas, logra excelentes resultados para sistemas con múltiples entradas y múltiples salidas. De todas formas es conveniente buscar dividir el problema de optimización en subsistemas para simplificar el cálculo. Además, de lo contrario se dificulta evaluar el desempeño del controlador debido a que se introducen demasiados grados de libertad en el funcionamiento del mismo.

Se presenta en la Fig. 4.16 un ejemplo de aplicación de MPC en tiempo discreto. Se observa que el controlador propone una señal de control que lleva la trayectoria de la salida de la planta a la curva deseada. Internamente, el controlador MPC calculó la trayectoria del sistema para distintas señales de control, obteniendo por métodos de optimización la que logra el objetivo dentro de las restricciones impuestas.

4.6. Control MPC

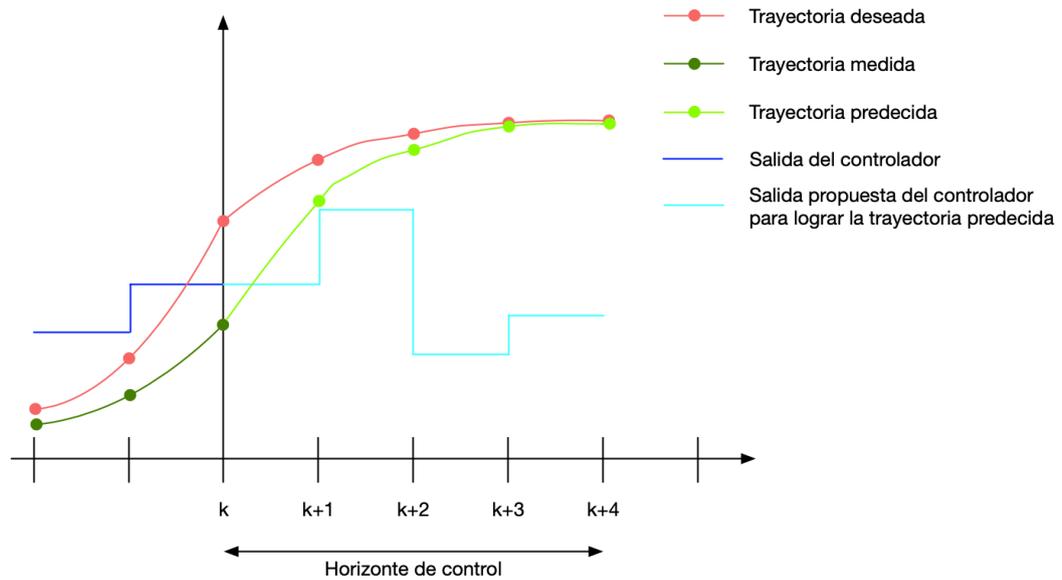


Figura 4.16: Diagrama de tiempos de un controlador MPC discreto

Este tipo de control avanzado presenta la gran ventaja de que permite optimizar no solo el instante siguiente al actual, sino que logra evaluar la respuesta del sistema en un período de tiempo hacia adelante. Esto resulta de gran importancia en sistemas que implementan un controlador como herramienta para aumentar su eficiencia de utilización de recursos. Para este tipo de sistemas se pueden introducir reglas para la optimización que busquen minimizar el consumo de estos recursos, redundando en una mejora en la eficiencia.

Además, dado que el modelo se basa en datos de instrumentación pasados, permite aprovechar la información disponible en redes de distribución de agua [93] y energía [53], así como también en redes de saneamiento [29, 65] como las que se estudian en el capítulo 5. En estas referencias se plantea el aprovechamiento de datos históricos de funcionamiento para obtener un modelo preciso y que contemple todos los estados posibles del sistema.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Capítulo 5

Proyecto de saneamiento urbano

El proyecto denominado Plan de Saneamiento Urbano IV de la Intendencia de Montevideo busca disminuir la contaminación en la bahía a través de aumentar el alcance del alcantarillado y drenaje pluvial. Se realiza una introducción al sistema completo en la sección 5.1.

El caso de estudio presentado en este trabajo se enfocó en una estación de bombeo particular ubicada a orillas del Arroyo Pantanoso.

Inicialmente se trabajó en conjunto con los equipos técnicos involucrados en el proyecto para el desarrollo de una especificación funcional de las estaciones de bombeo del proyecto en general, presentándose en la sección 5.2 el criterio de rotación de bombas acordado.

Se realizó el modelado hidráulico de la Estación de Bombeo Pantanoso en la sección 5.3 basándose en los documentos descriptivos de la misma. Estos datos se programaron en una simulación en el software Simulink de forma de poder analizar el comportamiento de la planta frente diferentes caudales de entrada y parámetros internos de la misma.

Se implementó un controlador para los equipos de bombeo dentro de la simulación, evaluándose su respuesta en distintos casos de operación. Se muestran los bloques utilizados para simular y controlar la planta en la sección 5.4.

Se utilizó un servidor de manejo de datos del tipo OPC para integrar las simulaciones a los automatismos desarrollados de acuerdo al diagrama de la Fig. 5.1. Esto permitió realizar pruebas del algoritmo programado sobre una planta que tiene una dinámica similar a la real. La conexión entre ambos programas se describen en detalle en el Anexo A.

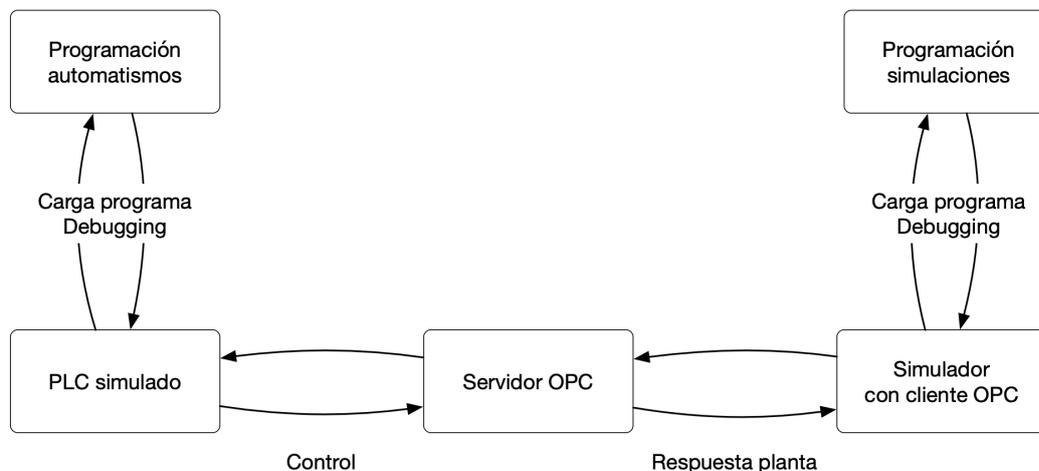


Figura 5.1: Diagrama de interacción entre bloques funcionales

Se seleccionaron los mismos casos de funcionamiento de la planta que para el controlador en Simulink, relevando en la sección 5.5 los datos de caudales de bombeo, niveles de los tanques y presiones de funcionamiento para el sistema con el controlador en el PLC. Ambos resultados se comparan en la sección 5.6 de este capítulo.

5.1. Introducción al sistema de estudio

El saneamiento futuro de la zona oeste de Montevideo se diagrama en cinco estaciones de bombeo, una estación de impulsión intermedia y una planta de pre-tratamiento previa a la disposición final a través de un emisario subacuático de 2km en Punta Yeguas. Esto permitirá canalizar las aguas residuales de las cuencas del Arroyo Miguelete, del Arroyo Pantanoso y de los sistemas independientes del oeste, logrando así un 100% de alcance en la disposición adecuada de todas las aguas residuales de Montevideo.

Se presenta a continuación en la Fig. 5.3 un diagrama de la interconexión de las Estaciones de Bombeo Pantanoso (EB-PA), Miguelete (EB-MI), La Teja (EB-LT), Cerro (EB-CE) y Casabó (EB-CA), la Estación de Bombeo Intermedia (EB-IN) y la Planta de Pre Tratamiento (PPT).

5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso

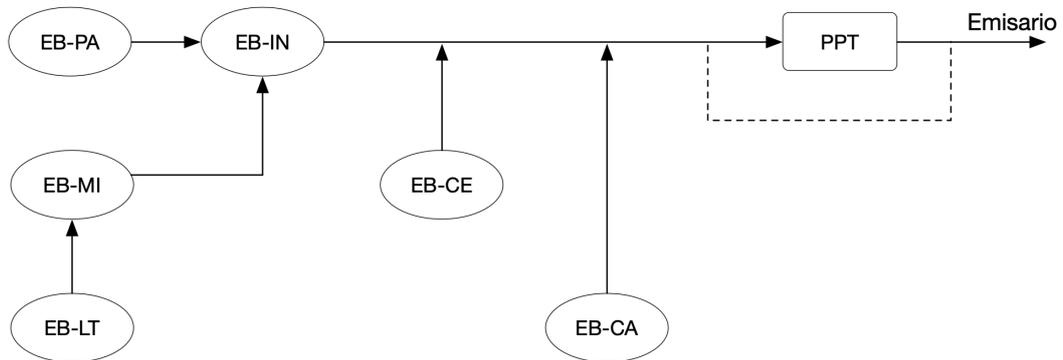


Figura 5.2: Diagrama general del sistema

La PPT recibe las aguas bombeadas de las Estaciones de Bombeo Intermedia, Cerro y Casabó. Luego del proceso, el efluente se descarga por gravedad forzada en el emisario de Punta Yeguas.

Se instalará en cada estación un controlador de procesos de la línea 800xA de ABB, los cuales se incluirán dentro de un proyecto de control distribuido. Se seleccionó esta topología de control de forma de lograr una operación sincronizada y robusta entre las estaciones, las cuales pueden encontrarse a distancias mayores a un par de kilómetros entre sí. La comunicación entre estaciones se realizará a través de una red MPLS. Los enlaces de este tipo presentan una muy alta calidad de servicio y confiabilidad, además de una latencia extremadamente baja para los paquetes de control a enviar.

5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso

5.2.1. Descripción general de la planta

La Estación de Bombeo Pantanoso se encuentra en funcionamiento actualmente con hardware de la línea AC31 del fabricante ABB y rutinas de control instaladas hace más de veinte años. La operación de esta planta se realiza desde una terminal en la sala de control de la estación central de saneamiento de la zona Este de Montevideo, debiéndose migrar la operación al sistema de control distribuido de la zona Oeste.

Se presenta a continuación un diagrama físico de la Estación de Bombeo Pantanoso indicándose la instrumentación y los actuadores instalados. La planta cuenta con una cámara de entrada donde descarga el colector de afluentes. A través de dos canales de rejas con compuertas de apertura variable se encuentra conectada al pozo de bombeo. Dentro del pozo de bombeo se cuenta con cuatro bombas sumergibles y un sistema de medición de nivel por boyas. Uno de estos equipos de bombeo se mantendrá como reserva, pudiendo funcionar en forma simultánea como máximo tres bombas. La cámara de entrada y el pozo de bombeo se encuentran conectados entre sí también a través de un canal de bypass o vertedero abierto al Arroyo Pantanoso. La conexión entre la cámara de entrada y el vertedero se

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

realiza a través de una compuerta de apertura variable, siendo la conexión entre el vertedero y el pozo de bombeo realizada con dos compuertas también de apertura variable. Se presenta en la Fig. 5.3 un diagrama de la estación.

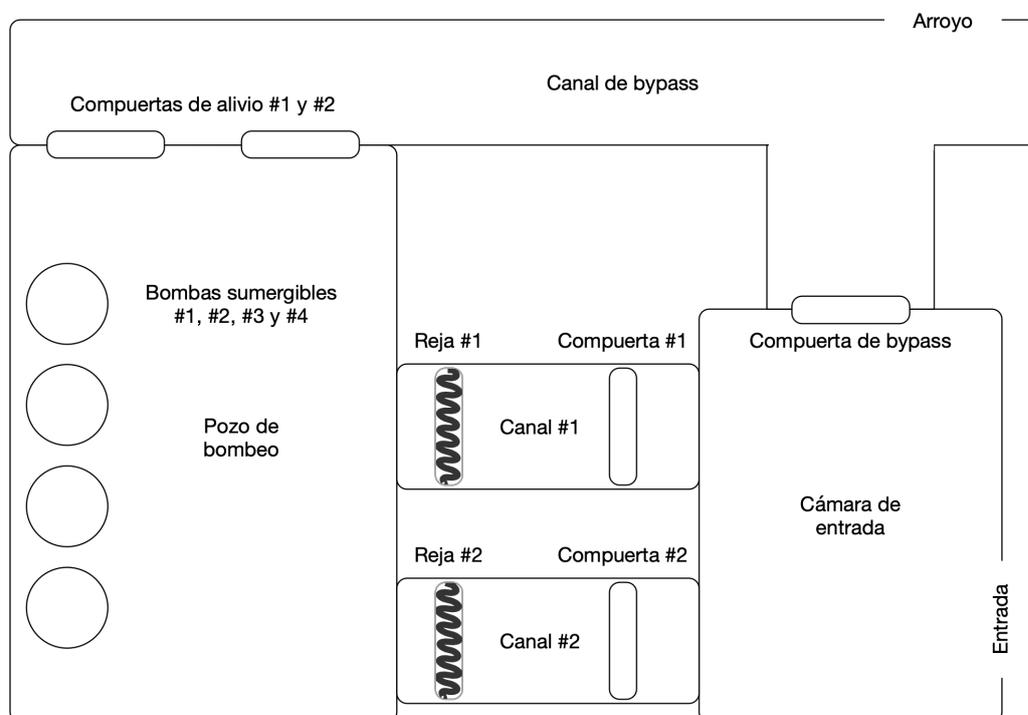


Figura 5.3: Diagrama de Estación de Bombeo Pantanoso

Durante el funcionamiento normal el fluido pasa de la cámara de entrada por los dos canales con reja mecánica fina, descargando en el pozo de bombeo. En el pozo de bombeo se encuentran las bombas sumergibles que impulsan el fluido a través de la tubería hacia la estación de bombeo intermedio.

5.2.2. Algoritmo de control de bombas

Las bombas se encuentran enclavadas eléctricamente a través de una selectora de cuatro posiciones que fuerza la selección de una bomba como reserva, inhibiendo su operación. La rotación de la bomba en reserva la realiza el operador en forma manual en planta. Las horas de funcionamiento de cada equipo se registran a través de su señal de confirmación de marcha.

Para los equipos de bombeo que no se encuentren en reserva, se define como criterio de rotación que las bombas trabajen aproximadamente la misma cantidad de horas.

Si bien la estación de bombeo se supervisará desde un sistema de control distribuido ABB 800xA en forma remota, localmente se cuenta con un panel HMI de operación similar al de la Fig. 2.6 en la hoja 16 de este documento.

5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso

En caso de una desconexión de la comunicación con la Planta de Pretratamiento desde la que se realiza el control de forma remota, se mantendrán encendidos los equipos de bombeo en su último estado de funcionamiento. En caso de corte de la comunicación con la estación apagada, se pasará la misma a automático luego de cierto tiempo de detección de la desconexión.

De acuerdo a la premisa general de funcionamiento del sistema de que las líneas de impulsión no se vacíen cuando no hay caudal circulando por las mismas para evitar el ingreso de aire y su impacto en los transitorios hidráulicos, el reinicio de los bombeos deberá efectuarse en forma inmediata una vez que se restablecen las condiciones para su normal funcionamiento.

5.2.3. Programa en 800xA

El programa se realizó en el lenguaje FBD de acuerdo a los lineamientos estándar de esta plataforma de ABB [2].

Se subdividió la programación por páginas de código, de acuerdo a la descripción de cada una presentada a continuación, debido a la limitante del software de programación de admitir un máximo de 30 bloques por página.

En la página 1 se programó la lectura analógica de cada una de las cámaras y de la posición de las compuertas de alivio. Además se definen los niveles de alarma que se utilizan como transición de estados del sistema hacia secuencias de cierre. Estos valores de referencia se comparan constantemente con el nivel de la cámara de entrada ne y el nivel del arroyo medido en el canal de bypass na .

Si el agua en la cámara de entrada alcanza el nivel muy alto denominado $ne_critico$ se considera que se debe cerrar la planta mientras se disminuye el nivel de la cámara de entrada a través del bypass al vertedero y por gravedad hacia el pozo de bombeo. Esta secuencia de cierre se denomina de tipo A. Al finalizar este cierre se cuenta con una planta cerrada de forma de evitar su inundación, pero además se mantiene la compuerta de bypass abierta de forma de que el agua ingresante a la planta sea descargada al arroyo.

Se define una altura de arroyo igual a $na_critico$ que implica la necesidad de cerrar la planta para evitar que ingrese agua a la misma desde el arroyo, definiéndose este cierre como de tipo B. Durante el mismo se busca mantener la planta con un mínimo nivel de agua para evitar el deterioro de los equipos, pero aislándola del arroyo para evitar que la misma se inunde. El agua entrante a la planta se desvía al arroyo manteniendo abierta la compuerta de bypass.

Se introducen además en esta página los valores para las constantes np_R1 y np_R2 , cotas fijadas en el pozo de bombeo para regular el proceso de alivio del mismo a través de las compuertas hacia el vertedero.

En las hojas 2 y 3 se generó la máquina de estados para el funcionamiento de las compuertas de la planta, presentándose el diagrama de estados en la Fig. 5.4.

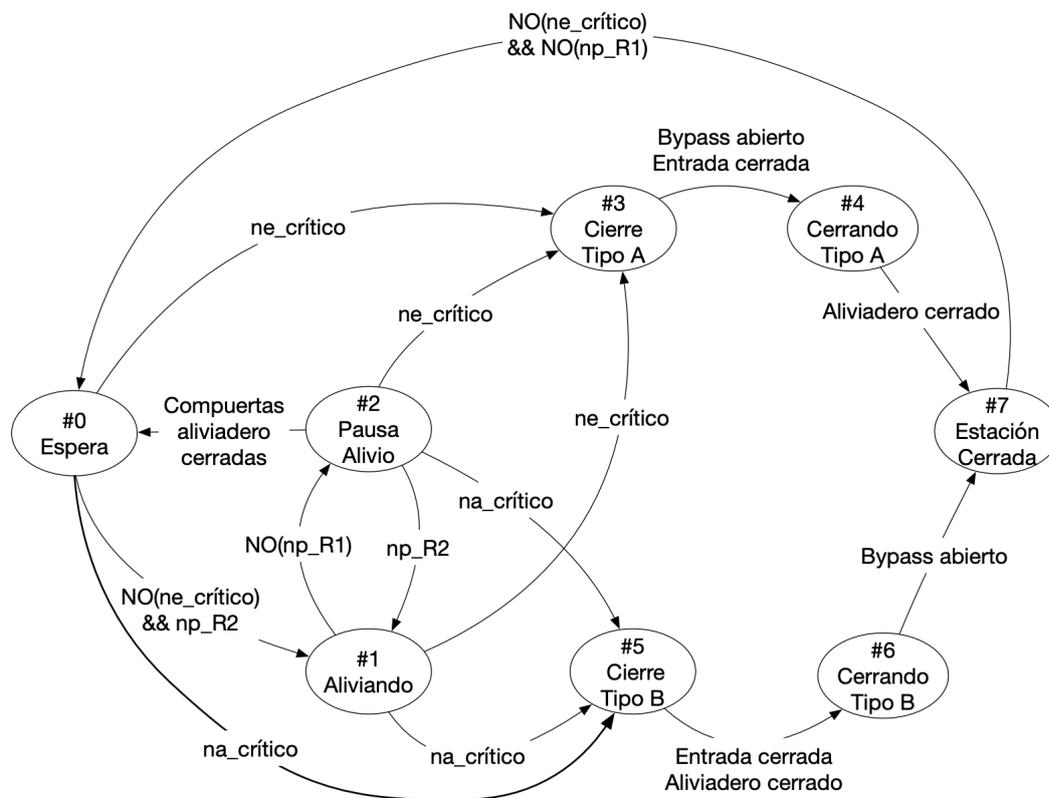


Figura 5.4: Diagrama de estados de la estación

Se analiza a continuación cada uno de los estados de funcionamiento de la planta.

Estado #0 - Espera

En el *Estado #0 - Espera*, el programa no acciona ninguna compuerta de forma automática, siendo solo posible modificar la operación de ellas a través del DCS. Si el flotador por nivel alto en la cámara de entrada de la estación denominado $ne_crítico$ indica que se alcanzó el nivel alto de cierre, la planta pasa a cerrarse según la secuencia de cierre tipo A descrita en los *Estados #3 y #4 - Cierre tipo A*. En cambio, si no se alcanza el nivel de cierre pero el nivel del pozo de bombeo sube sobre el nivel de referencia $R2$, la planta comienza a aliviar a través del *Estado #1 - Aliviando*.

Estado #1 - Aliviando

En el *Estado #1 - Aliviando* se comienza la rutina de control de alivio del pozo de bombeo. En este estado las cuchillas (de apertura hacia abajo) de las compuertas de alivio #1 y #2 se mantienen 20cm por encima del nivel del arroyo, pudiendo el operario controlar las compuertas de los canales #1 y #2 y la compuerta de bypass desde el DCS. Si el arroyo sube por encima del nivel de cierre $na_crítico$ se cierra la planta según la secuencia tipo B descrita en los *Estados #5 y #6 - Cierre*

5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso

tipo B. En cambio, si se activa el flotador por nivel alto en la cámara de entrada de la estación denominado *ne_critico*, la secuencia de cierre se realiza siguiendo el procedimiento de cierre tipo A descrita en los *Estados #3 y #4 - Cierre tipo A*. Si no se dispara ninguno de estos procesos de cierre y baja el nivel del pozo de bombeo por debajo de la cota *R1* se va al estado de pausa de alivio.

Estado #2 - Pausa alivio

El *Estado #2 - Pausa alivio* se comienza el cierre de las compuertas 3 y 4. Si antes de que esto suceda el nivel del arroyo sube por encima del nivel de cierre o se activa el flotador de la entrada de la estación, se producen los cierres A y B al igual que en el estado aliviando. Si las compuertas se terminan de cerrar se vuelve al estado inactivo finalizándose el proceso de alivio del pozo de bombeo. En este estado el operario tiene el control de las compuertas 1, 2 y 5 al igual que en el caso anterior desde el sistema DCS.

Estados #3 y #4 - Cierre tipo A

La secuencia de cierre tipo A comienza con la apertura de la compuerta de bypass junto con el cierre de las compuertas de entrada y se realiza en el estado *#3 - Cierre tipo A*. Finalizadas ambas acciones se pasa al *Estado #4 - Cierre tipo A* en el que se cierran las compuertas de alivio #1 y #2. El control de las compuertas se realiza en forma automática exclusivamente, no siendo posible por parte del operario operar sobre las mismas desde el DCS.

Estados #5 y #6 - Cierre tipo B

La secuencia de cierre tipo B comienza con el cierre de las compuertas de los canales #1 y #2 y las compuertas de alivio #1 y #2 en el *Estado #5 - Cierre tipo B*. Luego se pasa al *Estado #6 - Cierre tipo B* donde se abre la compuerta de bypass. El control de todas las compuertas se realiza en forma automática exclusivamente, no siendo posible por parte del usuario operarlas desde el DCS. Este estado busca que no entre agua del arroyo al pozo de bombeo. Además, el programa deberá realizar el apagado de las bombas encendidas durante la operación de cierre.

Estado #7 - Estación cerrada

Luego de las secuencias de cierre tipo A y tipo B, la planta queda en el *Estado #7 - Estación cerrada*. El control de las compuertas y bombas se realiza en forma automática exclusivamente, no siendo posible por parte del operario operar sobre las mismas desde el DCS. El sistema queda en este estado hasta que se verifique que baja el nivel del arroyo (se desactiva la señal *ne_critico*) y el nivel del pozo de bombeo se encuentra por debajo de la cota *np_R1*, condiciones que al cumplirse llevan al sistema al *Estado #0 - Espera*.

El objetivo de los estados *Estado #1 - Aliviando* y *Estado #2 - Pausa alivio* es el de mantener la posición de las compuertas de alivio #1 y #2 en 20cm por

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

encima del nivel del arroyo. Las acciones de control de estas compuertas se realiza en las páginas 4 y 5 del programa en el DCS de acuerdo a la siguiente rutina en función de la diferencia de niveles entre el pozo de bombeo y el canal de bypass conectado al Arroyo Pantanoso:

- si la diferencia de niveles es mayor a $25cm$, se abren las compuertas de alivio #1 y #2
- si se está abriendo las compuertas de alivio #1 y #2 y la diferencia pasa a ser menor a $20cm$ se detiene la acción
- si la diferencia es inferior a $15cm$ se cierran las compuertas de alivio #1 y #2
- si se está cerrando las compuertas y la diferencia es mayor a $20cm$ se detiene la acción

Para evitar que las olas del arroyo alteren la variable de decisión, llevando a excesivos procedimientos de aperturas y cierres, se introduce un filtro pasa bajos de primer orden para la diferencia de niveles. La salida del filtro genera una curva envolvente superior al nivel del arroyo. Es decir, si hay una bajada transitoria del nivel del arroyo por el retorno de una ola, al volver aumentar el mismo se logrará evitar el ingreso de agua debido a una apertura incorrecta de las compuertas de alivio #1 y #2.

El filtro de primer orden utilizado es el siguiente:

$$y[n] = \alpha x[n] + (1 - \alpha)y[n - 1] \quad (5.1)$$

Lo que corresponde en tiempo continuo a:

$$H(s) = \frac{\alpha}{1 - (1 - \alpha)e^{-sT}} \quad (5.2)$$

donde T es el período de muestreo. La ubicación del polo $s = s_p$ de la transferencia en tiempo continuo es un parámetro de diseño seleccionado por el usuario y se utiliza para despejar la constante α utilizada en la implementación del filtro discreto:

$$e^{-s_p T} = (1 - \alpha) \rightarrow \alpha = 1 - e^{-s_p T} \quad (5.3)$$

Tomando $\frac{1}{s_p} = 10s$ y el tiempo de ciclo aproximado declarado por el fabricante para un PLC de la línea 800xA [2] de $T = 250ms$, se tiene que:

$$\alpha = 0,918 \quad (5.4)$$

Como medida adicional de seguridad para evitar que entre agua a través de estas compuertas, la salida y del filtro siempre se mantiene al menos al nivel del arroyo medido en forma instantánea.

Luego, en las páginas 6, 7 y 8 del programa se instancian los bloques de control de las cinco válvulas del sistema. Estos bloques permiten implementar consignas

5.2. Programación de Estación de Bombeo Pantanoso

de seguridad, señales para visualización en el DCS y regulan los parámetros de tiempos de operación. Se generan aquí las señales de alarma de cada compuerta para el DCS, deteniendo cualquier tipo de acción en proceso en la compuerta alarmada. Además, se realiza la verificación del número máximo de operaciones de las compuertas en un intervalo de tiempo configurable.

En la hoja 9 se mide el nivel del pozo de bombeo y se generan las variables de visualización para el DCS. Además, se obtienen a partir de este nivel las cotas $R1$ y $R2$ utilizadas en la máquina de estado de control de las compuertas del sistema. La cota $R1$ se define como $10cm$ superior al nivel correspondiente a la última bomba encendida, mientras que la cota $R2$ se encuentra $10cm$ sobre $R1$ y coincide con el nivel de alarma por muy alto nivel de la estación.

En las hojas 10 y 11 se instancian los bloques de control de las cuatro bombas sumergibles del sistema. Estos bloques permiten implementar consignas de seguridad, señales para visualización en el DCS y regulan los parámetros de tiempos de operación. Además generan las señales de alarma para el DCS, deteniendo cualquier tipo de acción en proceso en la bomba alarmada. El sistema impedirá el arranque en simultáneo de equipos (debido a las elevadas corrientes de arranque en comparación con las corrientes nominales) y se limitará la cantidad de arranques por hora. A su vez, no se permitirá el re-arranque inmediato en un tiempo configurable. Como criterio general se define un máximo de 6 arranques por hora consecutivos por motor de acuerdo a la hoja de datos del fabricante de los equipos de bombeo [1].

Cuando el nivel dentro del pozo de bombeo es inferior a una cota mínima de nivel muy bajo todos los equipos de bombeo permanecerán apagados. Para lograr este comportamiento se utilizó la señal de nivel muy bajo como enclavamiento en los bloques que manejan las bombas.

En la página 12 se implementa el criterio de rotación de bombas y el despliegue en el DCS de las presiones de la salida de cada bomba así como del múltiple de unión de estas salidas.

El número de bombas requeridas en funcionamiento se obtiene del comportamiento del nivel del pozo de bombeo frente a la escala de boyas de la Fig. 5.5.

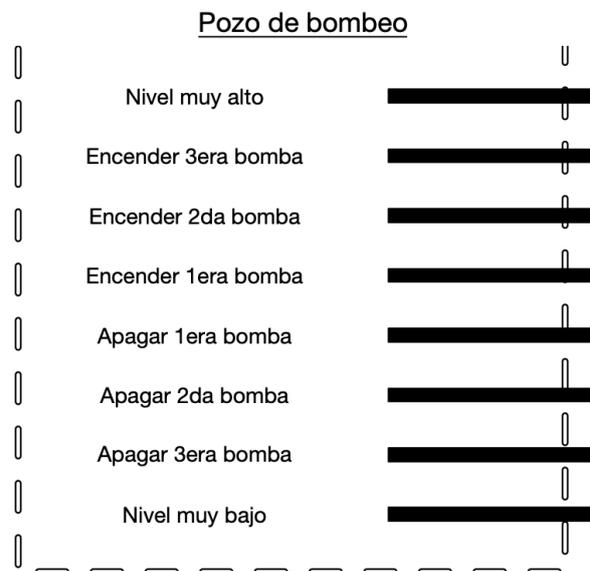


Figura 5.5: Niveles de operación del pozo de bombeo

La histéresis introducida por esta escala permite disminuir la cantidad de arranques de las bombas, buscando que el programa no se vea limitado en el encendido de una bomba por el límite de arranques por hora seleccionado. Además, al minimizar la cantidad de arranques de los equipos, se prolonga la vida útil de los mismos [54].

Las horas de funcionamiento de un equipo se registran con la señal de confirmación de marcha del equipo. Para los equipos de bombeo que no se encuentren en reserva se define el siguiente criterio de rotación:

- Encendido: la bomba con mayor tiempo apagada es la primera que se enciende. Si existen dos bombas con la misma cantidad de horas se selecciona la de ordinal menor.
- Apagado: la bomba con mayor tiempo de funcionamiento desde su último arranque es la que se apaga primero.

Este criterio, que ignora la cantidad de horas total de uso de los equipos, permite que si una bomba es retirada para mantenimiento no reciba un uso excesivo debido a un número de horas de uso total menor que las demás que se mantuvieron en operación.

Finalmente, en las hojas 13 y 14 del programa se configuran las alarmas y acciones a tomar frente a cortes de energía, fallas en los sistemas de rejas o pérdida de comunicaciones con la estación central de control.

5.3. Modelado para simulación de EB-PA

Los equipos de la Estación de Bombeo Pantanoso se simularon en el software Simulink de Matlab, lo que permite analizar la respuesta del sistema en régimen y frente a transitorios hidráulicos. Se seleccionó esta herramienta debido a que cuenta con un servidor de datos del tipo OPC, el cual es integrable a una red de control industrial y permite el intercambio de variables con el controlador que se utilizará para manejar la estación de bombeo simulada. Además, este software permite modelar adecuadamente instalaciones hidráulicas similares a la estudiada [9, 79] y cuenta con bloques de diseño predefinidos que se adecuan a los elementos que componen la Estación de Bombeo Pantanoso.

Esta simulación resulta de gran importancia dado que permite calcular la respuesta del sistema frente a transitorios usuales de la operación como el encendido o apagado de una bomba, la llegada de un escalón a la entrada de agua debido a lluvias, etc. Además, permite analizar si el algoritmo de control del nivel de pozo de bombeo es adecuado para esta planta.

Se propone como herramienta a futuro la utilización de la simulación como herramienta en la capacitación de operadores de la planta. Debido a la utilización de Simulink y la configuración del servidor OPC de Matlab para integrarse al controlador de procesos seleccionado para el control de la planta, es posible interactuar con la estación simulada al igual que si se estuviese controlando los equipos reales, permitiendo entrenar a los operadores en una operación igual a la real previo a la puesta en marcha. Además, posibilita entrenar a los operadores para hacer frente a situaciones de emergencia sin que las mismas tengan consecuencias de roturas de equipos.

La utilización de un sistema de cálculo específico de sistemas hidráulicos permite obtener datos con gran precisión y confiabilidad de la respuesta dinámica del sistema, pudiendo opcionalmente ajustar a futuro progresivamente el modelo con los datos reales relevados en la operación diaria.

Se presentan a continuación las hipótesis consideradas en el modelado del sistema. Los parámetros de diseño se obtuvieron de la documentación descriptiva del pliego de la Intendencia de Montevideo, además de entrevistas a personal técnico involucrado en el proyecto.

Además, se muestra en esta sección el modelo diseñado en Simulink. El diagrama de bloques de la simulación se presenta en la Fig. 5.6, presentándose en subsecciones a continuación en detalle cada bloque.

Se incluye dentro de la descripción del modelo los parámetros utilizados en cada equipo para su simulación.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

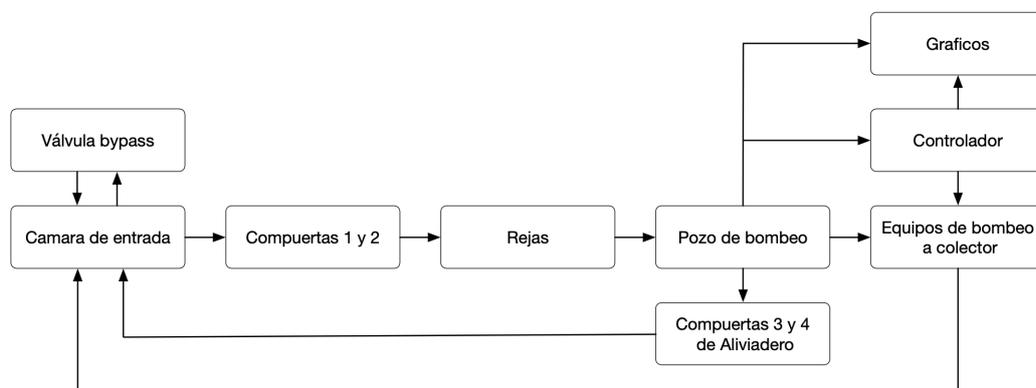


Figura 5.6: Diagrama de bloques funcionales de la simulación

5.3.1. Cámara de entrada

La entrada de fluido a la planta en condiciones de operación normal se modeló utilizando una bomba de desplazamiento positivo funcionando a velocidad constante y tomando agua desde un reservorio infinito de agua que se encuentra en el bloque de simulación para el vertedero. Esto permitió generar un flujo a caudal fijo de $100L/seg$, valor seleccionado como criterio de diseño de la instalación en operación normal.

A la entrada de agua constante se le suma para los casos de funcionamiento bajo lluvia un diente de sierra para obtener un caudal 3 veces mayor de pico y un caudal mínimo igual al de la operación normal. La curva para el caudal de entrada en condiciones de lluvia se muestra en la Fig. 5.7.

Este tipo de curva permite observar la respuesta del sistema a un impulso, similar al recibido en casos de lluvias instantáneas de gran caudal como las relevadas en [44, 78].

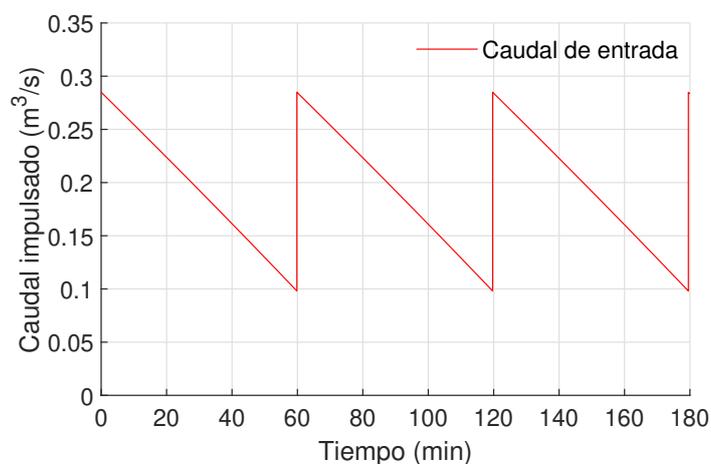


Figura 5.7: Caudal de entrada en condiciones de lluvia

5.3. Modelado para simulación de EB-PA

La cámara de entrada se presenta en la Fig. 5.8. La misma consiste de un tanque de $2,2m^2$ de sección el cual es abierto a la atmósfera por lo que su presión de salida es proporcional a la altura de agua dentro del mismo. El volumen de líquido inicial en el tanque es de $1m^3$ para adecuar la simulación a un caso real de operación en el que el tanque normalmente no se encontrará vacío en ningún momento.

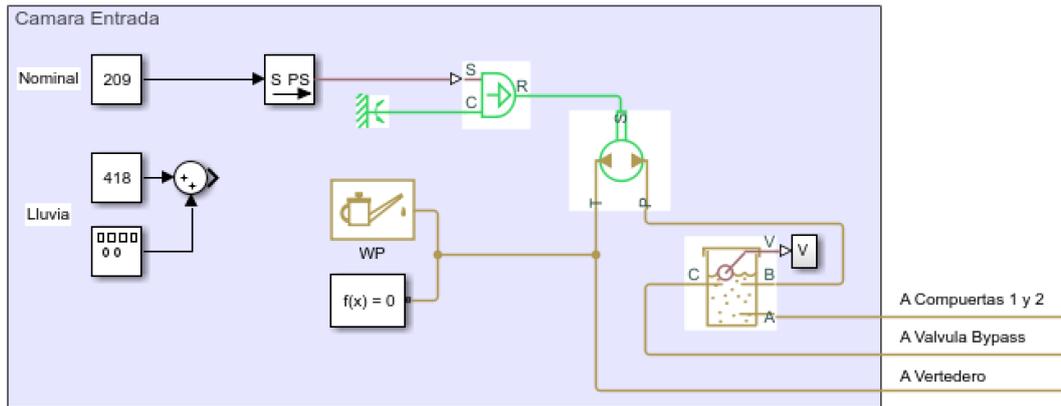


Figura 5.8: Bloque de simulación para la cámara de entrada

La salida de agua hacia los canales de rejas se encuentra diseñada en el fondo del tanque, la entrada de agua se encuentra a una cota de $+3,0m$ del fondo y la salida hacia el bypass a una cota de $+2,0m$ del fondo.

5.3.2. Vertedero

El vertedero y su conexión al arroyo fue representada con un reservorio infinito de agua. Para evitar que el mismo, de presión constante independiente del nivel de líquido en él, introdujese agua en la cámara de entrada o en el pozo de bombeo, se introdujeron válvulas de retención ficticias en la interconexión de ambos tanques al reservorio. Las mismas se modelaron con un diámetro de $1m^2$ y prácticamente nula presión de apertura para conservar las características hidráulicas del circuito.

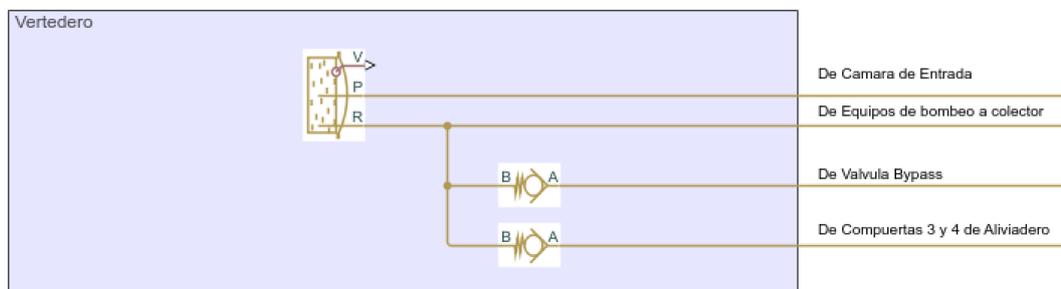


Figura 5.9: Bloque de simulación para el vertedero

5.3.3. Compuertas de canales #1 y #2

Las válvulas de ambos canales se simularon con un orificio de apertura de 40cm de diámetro y se seleccionó un modelo de válvula de compuerta. Se presenta el bloque diseñado en Simulink para las mismas en la Fig. 5.10. Las válvulas se encuentran abiertas desde el arranque de las simulaciones para evitar transitorios hidráulicos.

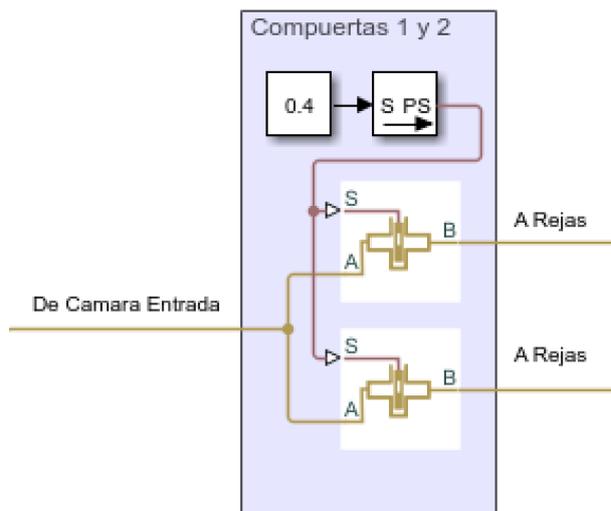


Figura 5.10: Bloque de simulación para las compuertas de entrada

Las compuertas de los canales se utilizarán en su punto de apertura máxima de acuerdo a la especificación funcional de la planta, excepto cuando la lógica del programa solicita cerrar uno o ambos canales. Un punto de operación intermedio sólo es posible debido a una acción deliberada del operador, no siendo considerado en el programa original de la planta un control de la altura del pozo de bombeo a través de la apertura variable de los canales.

5.3.4. Rejas de canales #1 y #2

La reja correspondiente a cada canal se modela como una pérdida de carga en una tubería de acuerdo a la siguiente expresión de [18, 31, 73]:

$$\Delta h = k_1 * k_2 * k_3 * \frac{V^2}{2 * g} \quad (5.5)$$

donde Δh representa la pérdida de carga en la reja, k_1 el coeficiente de atascamiento, k_2 el coeficiente dado por la geometría de las barras de la reja, k_3 el coeficiente dado por la geometría de los espacios entre barras de la reja, V la velocidad de acercamiento del agua a la reja y g la aceleración de la gravedad.

El valor k_1 es igual a $\frac{1}{C}$ con C es un indicador de la obstrucción de la reja en el rango que va desde 0 (reja totalmente sucia) a 1 (reja totalmente limpia). El valor

5.3. Modelado para simulación de EB-PA

mínimo de C se considera generalmente entre 0,4 y 0,1 de acuerdo a la operación de la planta [73].

El valor de k_2 se supuso igual a 1, correspondiente a una reja de barrotes rectangulares [31].

El valor de $k_3 = 2,0$ se obtuvo de la tabla de la referencia [32], seleccionando una reja gruesa estándar. Se validó este diseño con datos técnicos de rejas comercializadas para estas aplicaciones como por ejemplo el modelo *TrashMax* de *Huber* [3], la cual cuenta con una separación entre barrotes de 30mm , barrotes de 25mm de ancho y un nivel de agua estimado de cubrimiento de la reja de 1m .

La velocidad V se tomó la de diseño del sistema fijada en $1,2\text{m/seg}$, lo cual verifica un correcto arrastre de sólidos a la reja pero es lo suficientemente baja para evitar que los mismos pasen al pozo de bombeo. Este valor es consistente con el propuesto en [73] para el diseño de rejas en plantas de este tipo.

Se supondrán dos casos de uso para las simulaciones, uno con $C = 1$ correspondiente a las rejas recién lavadas y otro con $C = 0,33$ correspondiente a las rejas fuertemente obstruidas. El valor de C para rejas obstruidas se propuso dado que el mismo es similar al valor máximo admisible de los sistemas de rejas comerciales relevados.

El valor de la pérdida de carga para el caso de rejas limpias es de $\Delta h = 0,3\text{m}$ y para el caso de rejas obstruidas es de $\Delta h = 1\text{m}$. Se utilizaron tuberías con posibilidad de modificar explícitamente su resistencia hidráulica en pérdida de carga en metros para modelar las rejas de acuerdo a la Fig. 5.11.

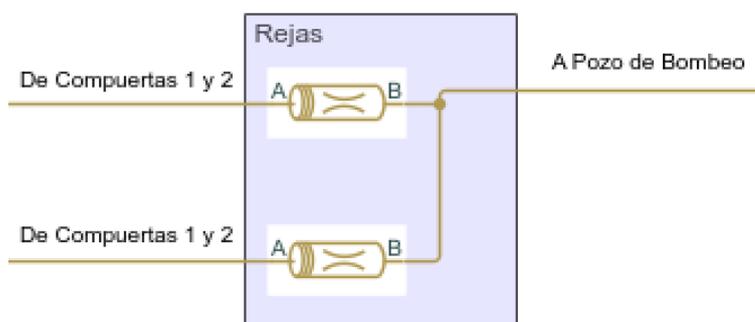


Figura 5.11: Bloque de simulación para los canales de rejas

5.3.5. Pozo de bombeo

El pozo de bombeo se observa en la Fig. 5.12 y consiste en un tanque de 9m^2 de sección. Se seleccionó un tanque abierto a la atmósfera al igual que el de la planta física, por lo que su presión de salida es proporcional a la altura de agua dentro del mismo. La salida de agua hacia las tuberías de bombeo se encuentra diseñada en el fondo del tanque, la salida hacia el vertedero a $+1,5\text{m}$ y la entrada de agua se encuentra a una cota de $+2,0\text{m}$ del fondo. Se fijó en 5m^3 el volumen de líquido inicial en el tanque para adecuar la simulación a un caso de régimen

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

normal de operación.

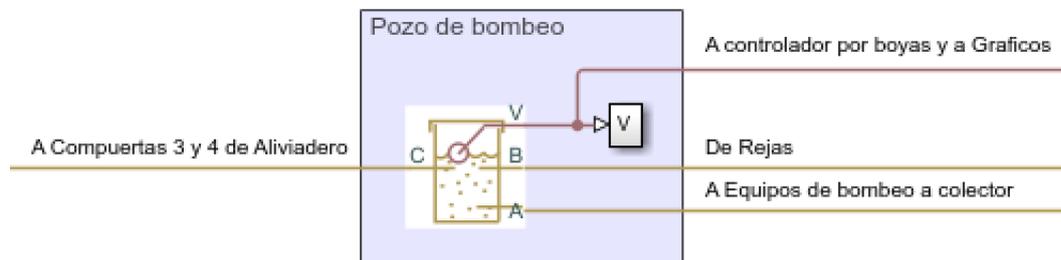


Figura 5.12: Bloque de simulación para el pozo de bombeo

5.3.6. Compuerta de bypass

La compuerta de bypass se utilizará en su punto de apertura máxima, excepto cuando la lógica del automatismo solicita cerrar la misma. Esto se debe a que un punto de operación intermedio no es considerado en el diseño del programa, siendo sólo posible debido a una acción deliberada del operador. No está considerado un control de la altura de la cámara de entrada a través de la modulación de la apertura de la compuerta de bypass. En las simulaciones se fija la posición inicial de la misma en su punto de apertura máxima.

Se consideró la misma válvula de compuerta que para los canales de rejillas y alivio de pozo, simulándose la misma con un orificio de apertura de 40cm de diámetro. Se observa el bloque utilizado para esta etapa en la Fig. 5.13.

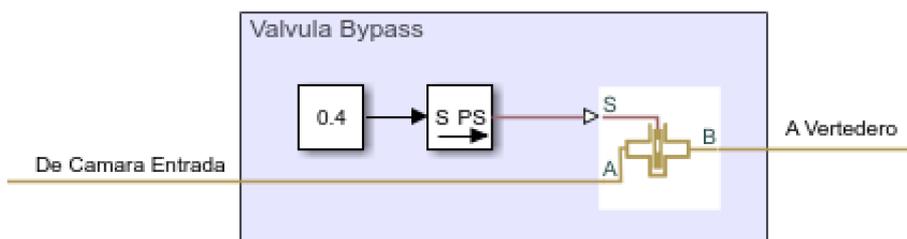


Figura 5.13: Bloque de simulación para la compuerta de bypass

5.3.7. Compuertas de alivio #1 y #2

Las compuertas de alivio se utilizarán en su punto de cierre máximo, excepto cuando la lógica del programa solicita abrir las mismas para aliviar el pozo de bombeo. Además, un punto de operación intermedio es posible debido a una acción deliberada del operador. En el arranque de las simulaciones se fija la posición de las mismas en su punto de máximo.

5.3. Modelado para simulación de EB-PA

Se consideraron las mismas válvulas de compuerta que para los canales, siendo su orificio de apertura de 40cm de diámetro.

El bloque diseñado en Simulink para las compuertas de alivio se muestra en la Fig. 5.10.

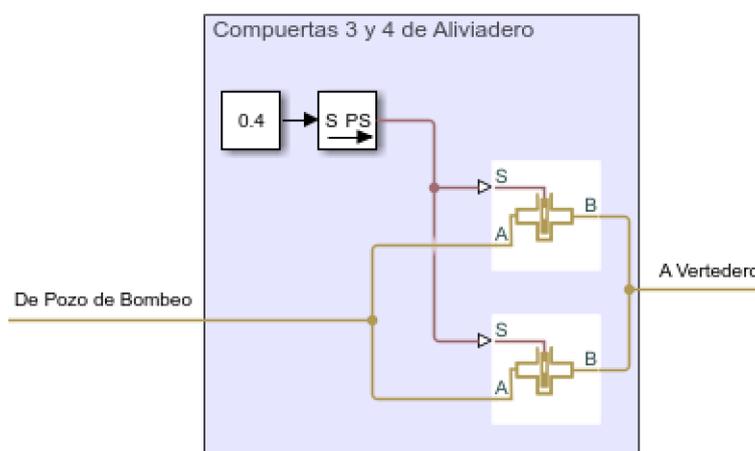


Figura 5.14: Bloque de simulación para las compuertas de alivio

5.3.8. Equipos de bombeo

Los equipos utilizados serán bombas centrífugas con características similares a las instaladas en las estaciones de bombeo de saneamiento. Para su modelado se utilizó la curva de caudal en función de la presión de bombeo obtenida en su hoja de datos.

Se presenta la curva del fabricante *Flygt* para la bomba *NP3301,185* de 70kW [1] en la Fig. 5.15 y los puntos seleccionados para el modelado en la Tabla 5.1.

La presión a la salida de las bombas se impondrá por la línea de impulsión hacia la estación intermedia que representa una pérdida de carga en una tubería de 1200m de largo y 400mm de diámetro. La diferencia geométrica de altura entre la impulsión y la descarga es de $37,8\text{m}$, totalizando luego la línea y la altura en una pérdida de carga de $48,3\text{m}$.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

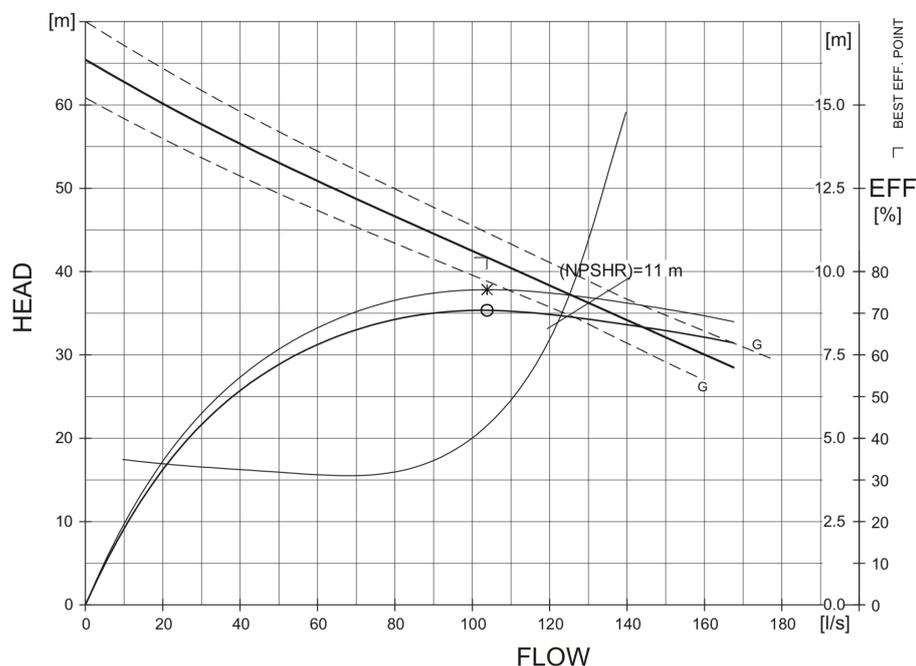


Figura 5.15: Curva de presión (head) en función de caudal (flow) obtenida de [1]

Presión (m)	Caudal (L/seg)
65	0
60	20
55	40
51	60
47	80
43	100
38	120
34	140
32.5	160

Tabla 5.1: Puntos de la curva de presión en función de caudal de la bomba utilizados para el modelado

Se considero en la simulación la válvula de retención existente a la salida de cada bomba, modelándosela como de $0,2m^2$ de área y una presión de apertura de $0,3 * 10^5 Pa$. Esta válvula evita que se generen presiones excesivas en los sellos de las bombas apagadas. Se verificó en las simulaciones que esta compuerta no genera pérdidas de caudal apreciables durante el bombeo.

Se observa el diagrama de componentes de esta etapa en la Fig. 5.16.

5.3. Modelado para simulación de EB-PA

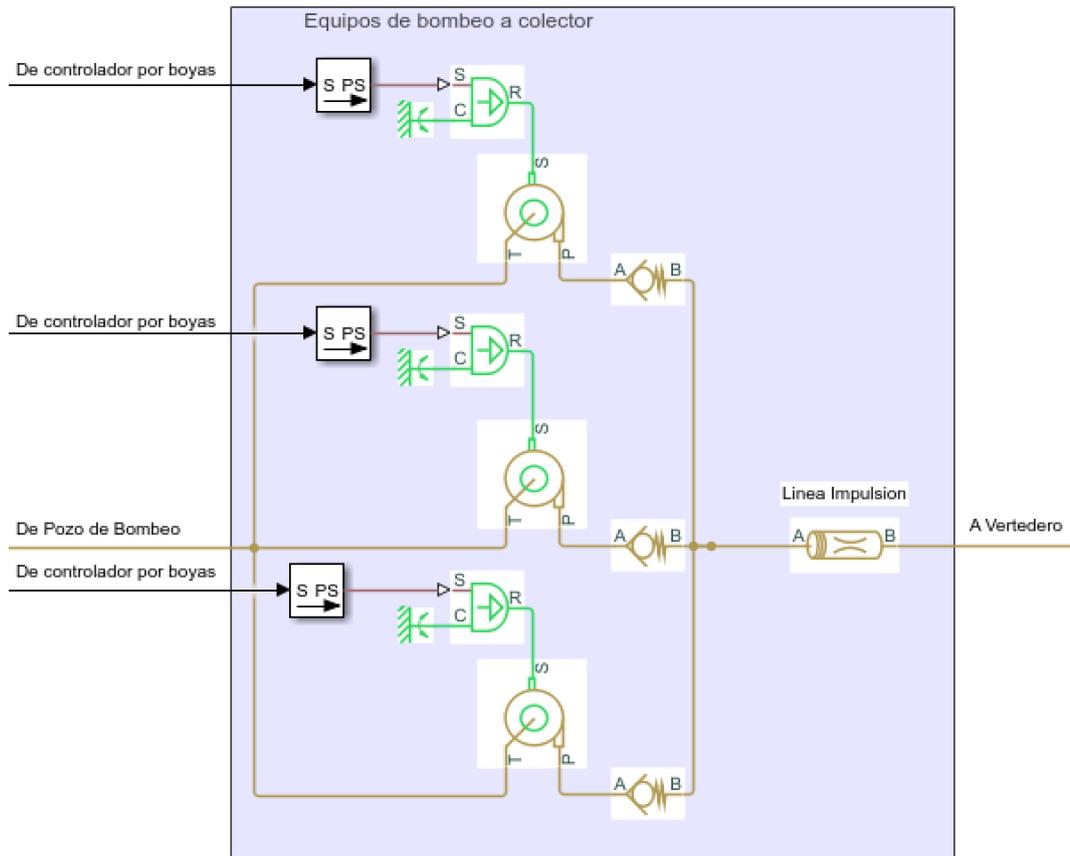


Figura 5.16: Bloque de simulación para los equipos de bombeo

5.3.9. Controlador simulado

Se programó en Simulink un controlador con el mismo algoritmo de control de nivel de pozo de bombeo que en el automatismo descrito en la subsección 5.2.3. El diagrama de bloques del controlador se presenta en la Fig. 5.17.

Este bloque cuenta como entrada el volumen en el pozo de bombeo, dividiéndose el mismo entre el área del pozo de bombeo y asumiendo una sección homogénea para obtener la altura del tanque. Esta variable luego se utiliza para manejar las señales de encendido y apagado de tres flips flops que regulan el encendido de los equipos de bombeo.

Las bombas se manejarán en dos posiciones posibles de operación, apagadas o funcionando a su velocidad nominal de $1475rpm$. Esto se debe a que la instalación no cuenta con variadores de frecuencia instalados en los equipos de bombeo. Se propone luego como trabajo futuro la evaluación de modular la altura del pozo de bombeo a través del control dinámico de la velocidad de los equipos. Esto permitiría además evitar situaciones teóricas en que no se encienden los equipos de bombeo por haberse alcanzado el máximo de arranques en una hora.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

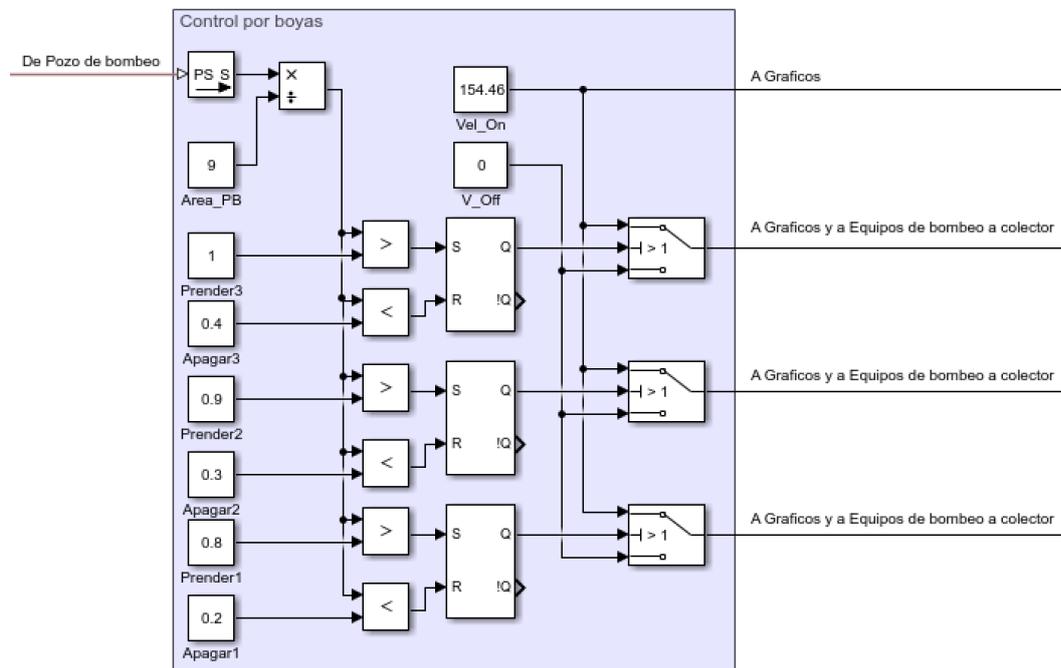


Figura 5.17: Bloque de simulación para el controlador en Matlab

Las cotas seleccionadas de acuerdo al diagrama de la Fig. 5.5 se presentan en la Tabla 5.2.

Parámetro	Nivel del pozo de bombeo (m)
Encender tres bombas	1.0
Encender dos bombas	0.9
Encender una bomba	0.8
Apagar una bomba	0.4
Apagar dos bombas	0.3
Apagar tres bombas	0.2

Tabla 5.2: Niveles de operación del pozo de bombeo seleccionados

5.3.10. Gráficos

Se grafica en esta área de la simulación los niveles de la cámara de entrada y del pozo de bombeo superpuestos. Además, se grafica el nivel del pozo de bombeo superpuesto al estado de cada una de las tres bombas. Estos dos gráficos permiten un análisis rápido del comportamiento del controlador diseñado. Se muestra esta etapa de la simulación en la Fig. 5.18.

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

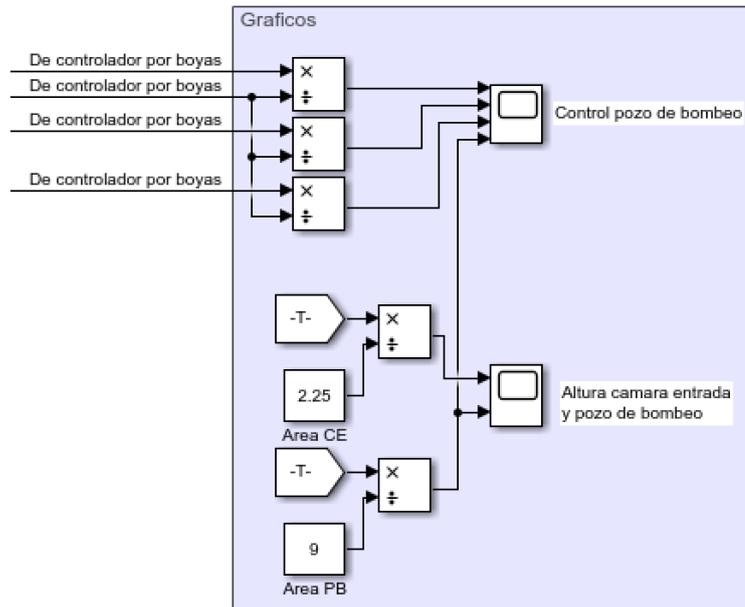


Figura 5.18: Bloque de simulación para la extracción de información gráfica

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

Se consideraron cuatro casos de estudio para las simulaciones de acuerdo a la operativa normal de una planta de este tipo.

Se analizaron los siguientes dos casos límites para el caudal de entrada:

1. Operación normal: caudal de entrada $Q_{in} = 100L/s$
2. Operación bajo lluvia: caudal de entrada fijo en $Q_{in} = 200L/seg$ sumado a un diente de sierra de amplitud $\pm 100L/s$ y período $1hr$. Esta situación incluye picos de hasta $300L/s$ seguidos de puntos de operación normal de $100L/s$.

Además se consideraron dos casos para el estado de las rejjas:

1. Reja limpia con una resistencia equivalente a $0,3m$
2. Reja obstruida al 67% con una resistencia equivalente a $1m$

Se realizaron simulaciones para las cuatro combinaciones posibles de caudal de entrada y de estado de los canales de rejjas. Se utilizó 3 horas como horizonte de simulación debido a que esto permite observar varios períodos de pico de agua entrante en casos de lluvia así como también analizar la rotación de los equipos de bombeo.

5.4.1. Operación normal con rejillas limpias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por el comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.19 y 5.20.

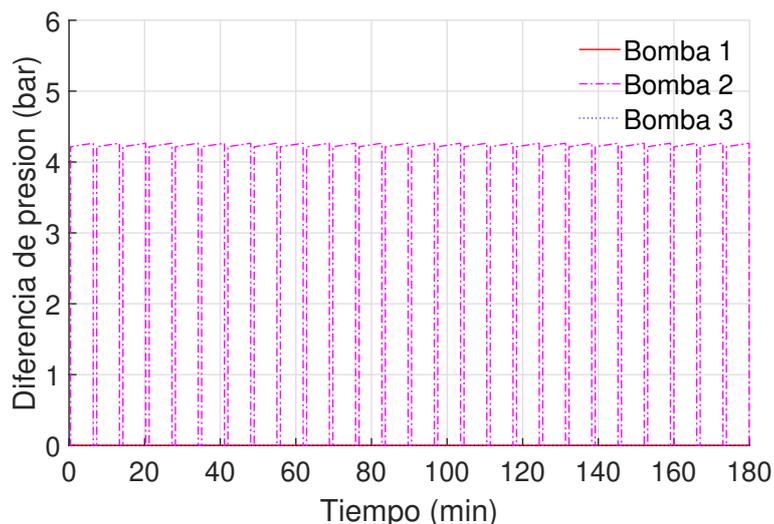


Figura 5.19: Caso de operación normal con rejillas limpias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba

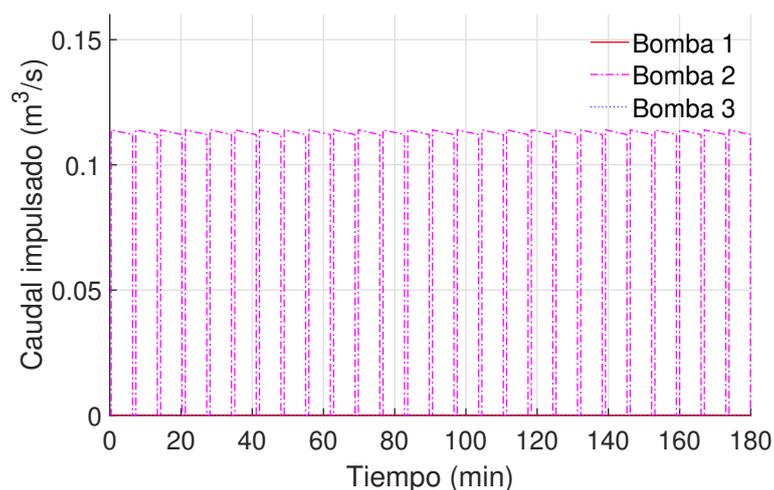


Figura 5.20: Caso de operación normal con rejillas limpias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que el punto de funcionamiento promedio de la bomba 2 cuando se encuentra encendida es: $[Q; P] = [0,11m^3/s; 4,2bar]$, no encendiéndose las bombas

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

1 y 3 en toda la simulación.

Se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.21.

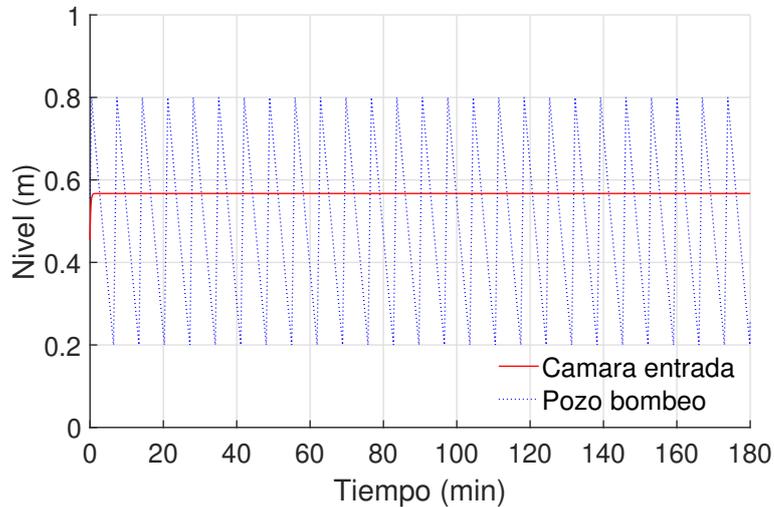


Figura 5.21: Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles nunca alcanzan las cotas hacia vertedero, lográndose procesar a través del canal de rejas la totalidad del fluido entrante a la planta.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.22.

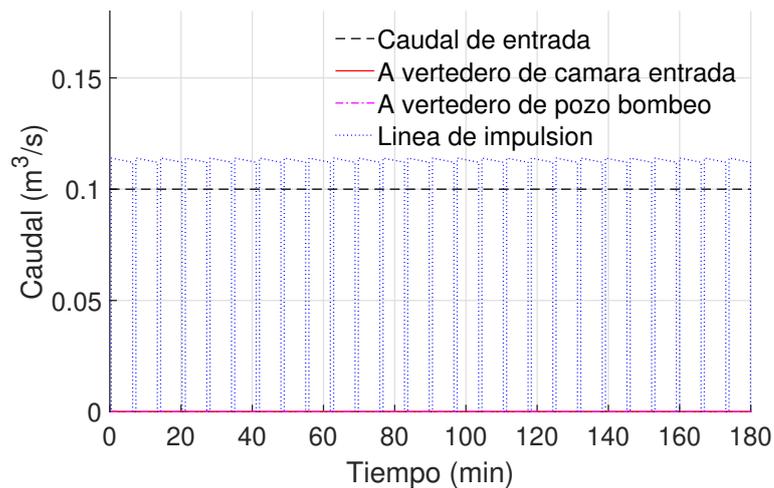


Figura 5.22: Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.22 y se obtuvo que de los $1061m^3$ que

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1061m^3$ que representando el 100 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, no vertiendo al arroyo.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.23, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas los siguientes valores ficticios de altura:

- 0: bomba apagada
- 0,1m: bomba 1 encendida
- 0,2m: bomba 2 encendida
- 0,3m: bomba 3 encendida

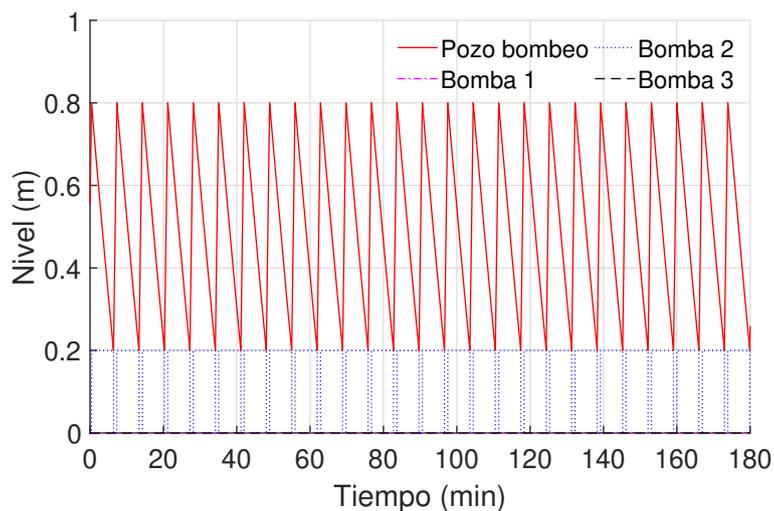


Figura 5.23: Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Funcionamiento del controlador programado en Simulink

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

5.4.2. Operación normal con rejillas sucias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por un comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.24 y 5.25.

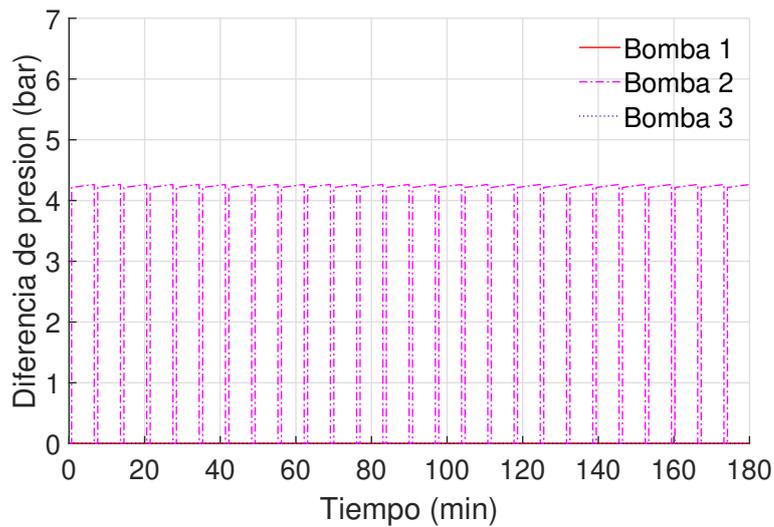


Figura 5.24: Caso de operación normal con rejillas sucias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba

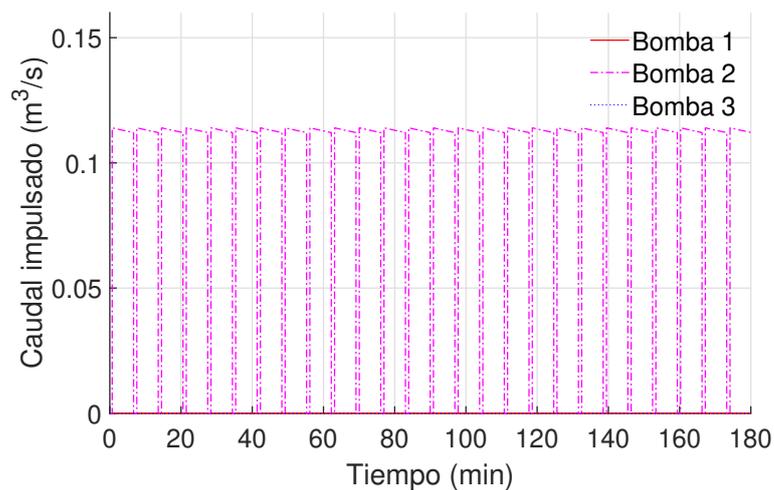


Figura 5.25: Caso de operación normal con rejillas sucias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que el punto de funcionamiento promedio de la bomba 2 cuando se encuentra encendida es: $[Q; P] = [0,11m^3/s; 4,2bar]$, no encendiéndose las bombas

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

1 y 3 en toda la simulación.

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.26.

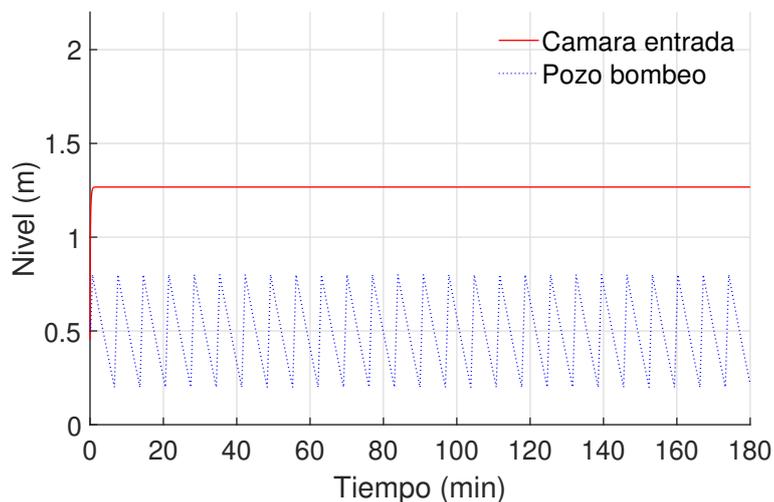


Figura 5.26: Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles nunca alcanzan las cotas hacia vertedero.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.27.

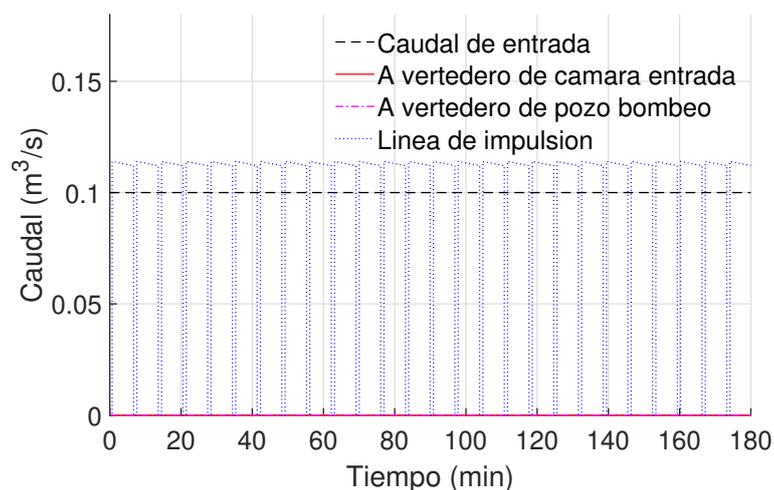


Figura 5.27: Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.27 y se obtuvo que de los $1061m^3$ que

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1061m^3$ que representando el 100 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, no vertiendo al arroyo.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.28, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

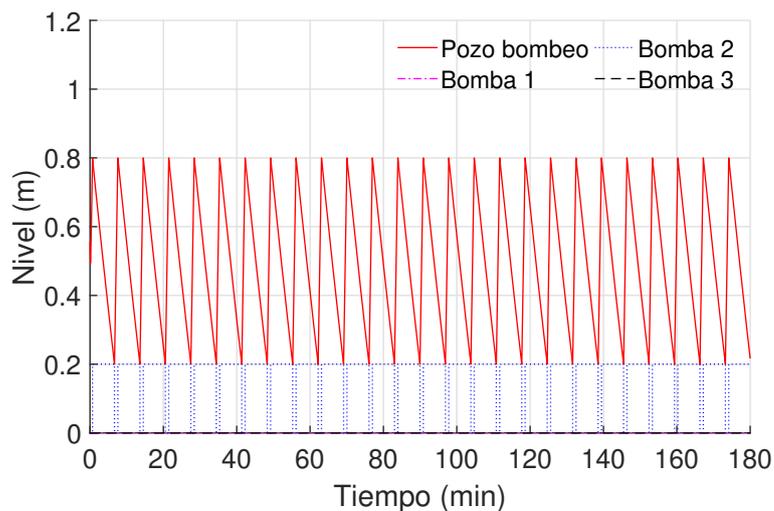


Figura 5.28: Caso de operación normal con rejillas sucias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación

5.4.3. Operación bajo lluvia con rejillas limpias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por un comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación bajo lluvia y con las rejillas totalmente limpias.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.29 y 5.30.

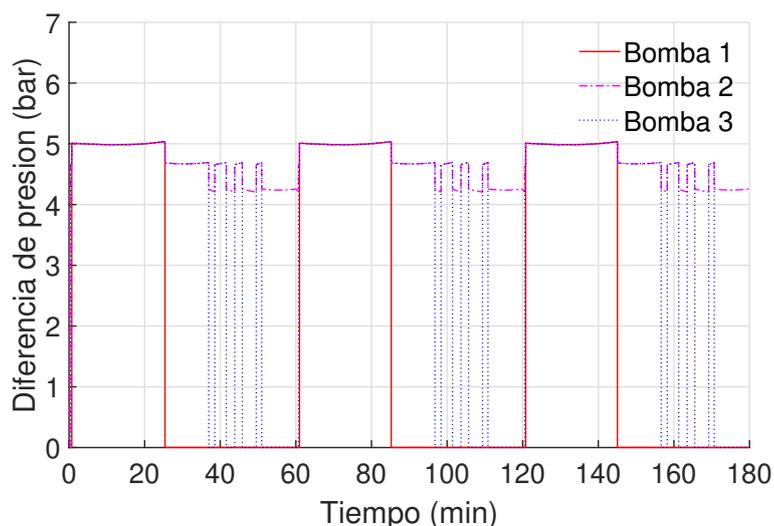


Figura 5.29: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba

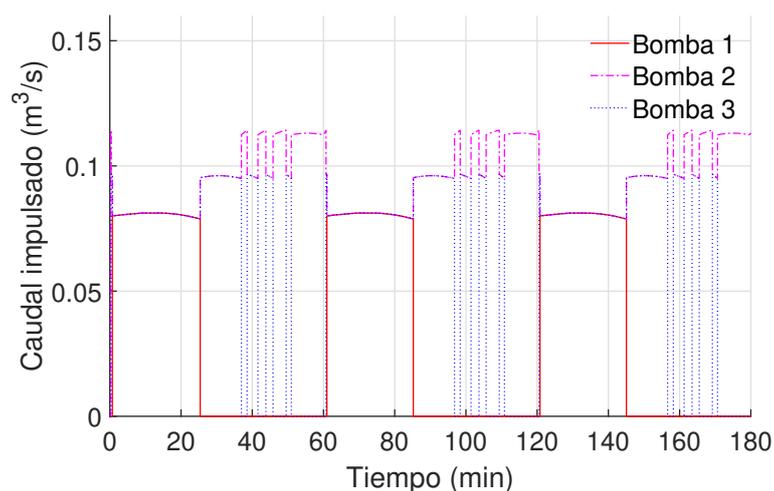


Figura 5.30: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que las tres bombas disponibles se encuentran en operación si-

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

multánea para ciertos momentos de la simulación.

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.31.

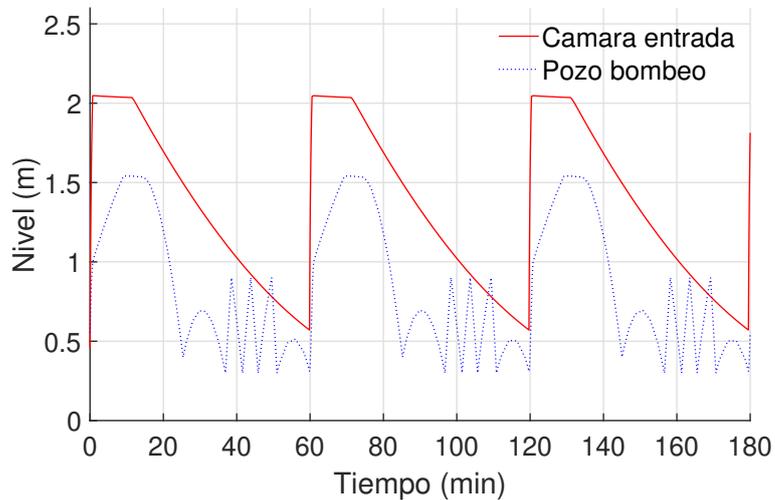


Figura 5.31: Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles de la cámara de entrada y del pozo de bombeo alcanzan las respectivas cotas hacia vertedero.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.32.

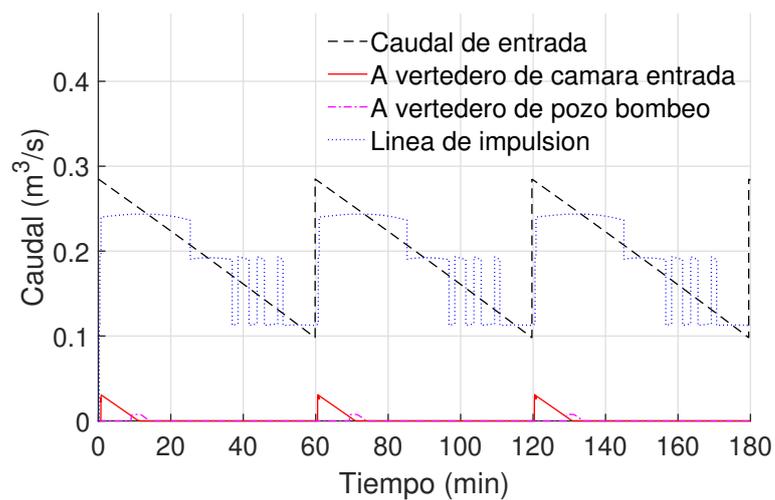


Figura 5.32: Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.32 y se obtuvo que de los $2078m^3$ que

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $2044m^3$ que representando el 98,4 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $29m^3$ que representando el 1,4 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $5m^3$ que representando el 0,2 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta no logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, vertiéndose al arroyo el 1,6 % del caudal entrante.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.33, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

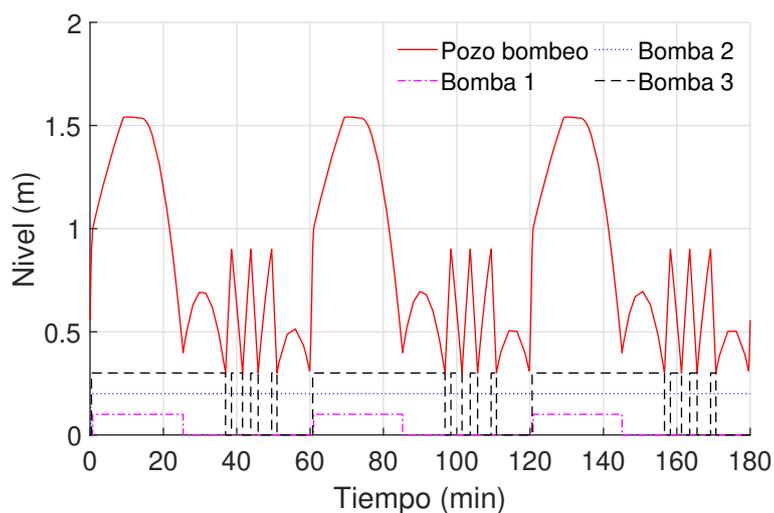


Figura 5.33: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

5.4.4. Operación bajo lluvia y con rejillas sucias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por un comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.34 y 5.35.

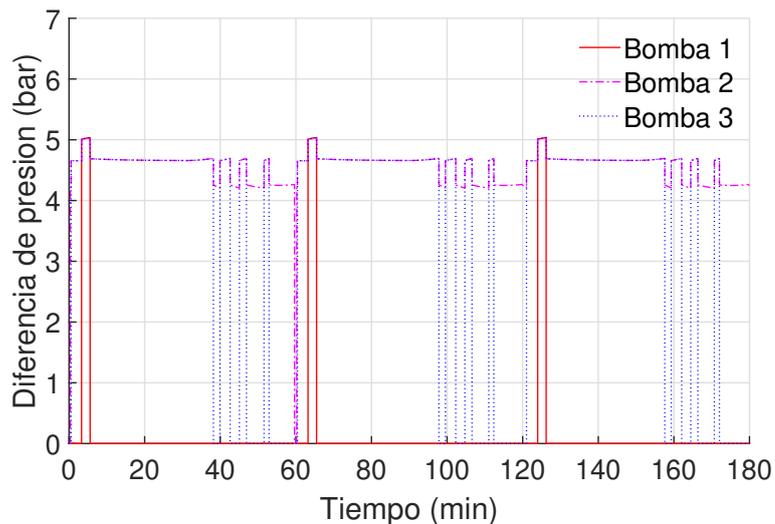


Figura 5.34: Caso de operación bajo lluvia con rejillas sucias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba

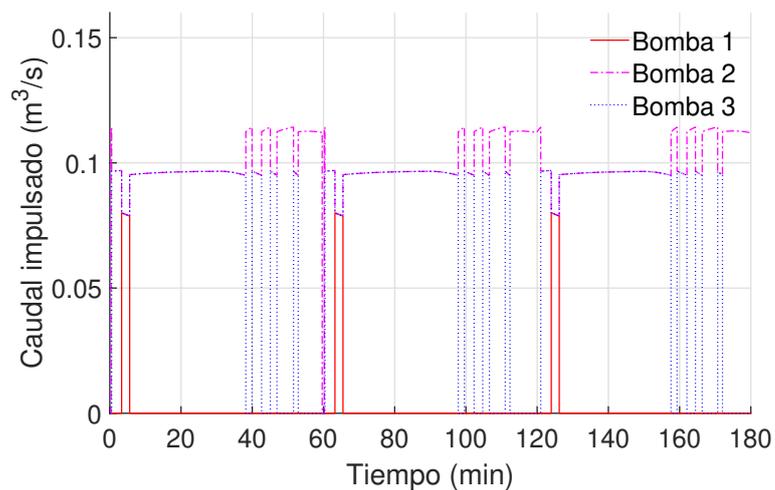


Figura 5.35: Caso de operación bajo lluvia con rejillas sucias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que las tres bombas disponibles se encuentran en operación simultánea para ciertos momentos de la simulación.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.36.

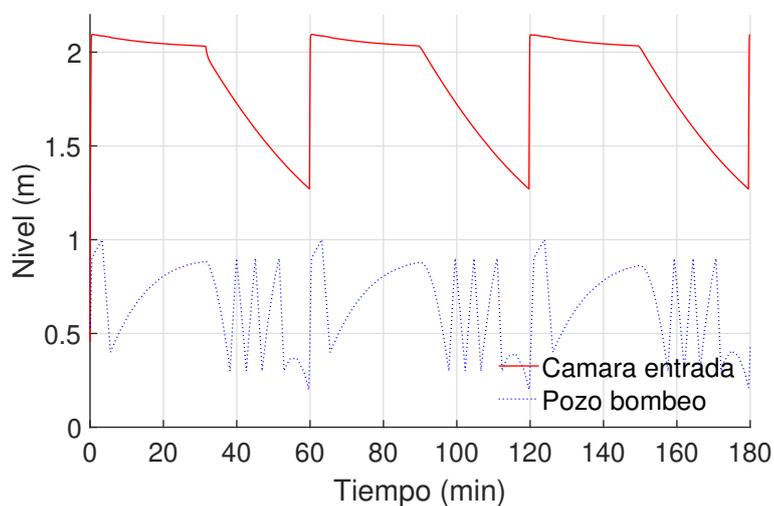


Figura 5.36: Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que se alcanzó la cota a vertedero en la cámara de entrada, no alcanzándose en el pozo de bombeo. Esto se debe a que al igual que para el caso de operación normal con reja sucia, el nivel de la cámara de entrada es superior al caso con rejas limpias de la Fig. 5.36.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.22.

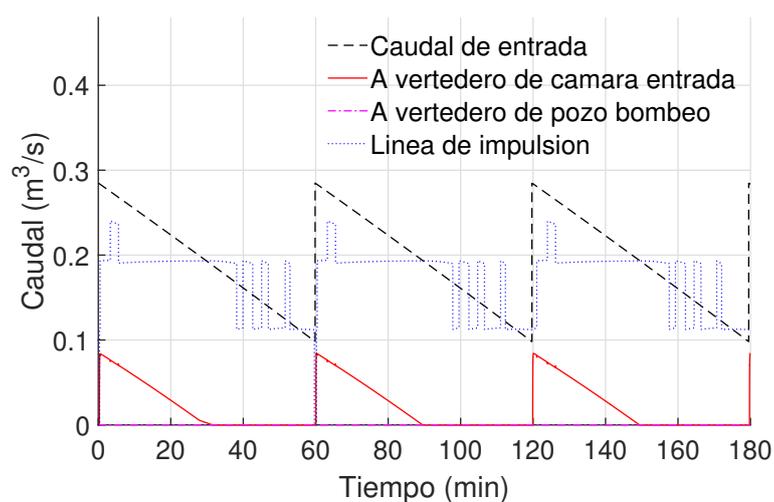


Figura 5.37: Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

5.4. Simulaciones con controlador interno en Simulink

Se integraron los datos de la Fig. 5.37 y se obtuvo que de los $2078m^3$ que ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1848m^3$ que representando el 88,9 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $230m^3$ que representando el 11,1 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta no logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, vertiéndose al arroyo el 11,1 % del caudal entrante. Es importante considerar que si bien no se vertió agua desde el pozo de bombeo en comparación con el caso de lluvia con reja limpia, la cantidad total de agua vertida al arroyo fue mayor.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.38, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

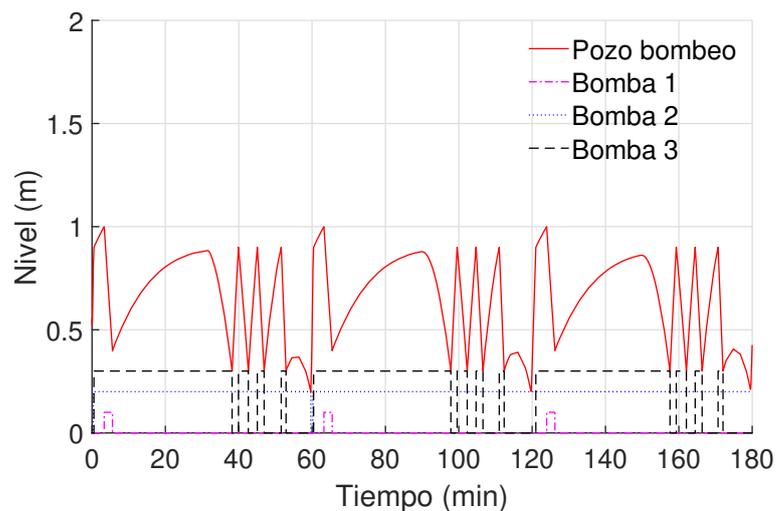


Figura 5.38: Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación

5.4.5. Resumen simulación con controlador en Simulink

El funcionamiento de los equipos de bombeo para los distintos casos simulados con el controlador en Simulink se resume a continuación.

Se calculó el ciclo de operación promedio por hora de cada equipo de bombeo así como la cantidad de arranques promedio por hora en las Tablas 5.3 y 5.4.

En particular, se observa que la cantidad de arranques por hora de la bomba 2 para los casos de operación normal es sensiblemente mayor que el límite planteado por el fabricante de 6 arranques por hora para estos equipos. Si el comando se estuviese realizando desde el controlador de procesos se hubiese bloqueado el encendido de la bomba, llevando a un desborde del pozo de bombeo y vertiendo líquido sin procesar al arroyo.

Se observa que para los casos de operación bajo lluvias, la gran mayoría de los arranques por hora se presentan en la zona de menor valor absoluto de la hoja de sierra que simula el caudal de entrada. Esto se debe a que se está realizando un control del tipo on-off, siendo demasiado alta la variación en el caudal bombeado al encenderse o apagarse una bomba. Dado que no es posible aumentar la amplitud de la oscilación en el nivel del pozo de bombeo sin sobrepasar la cota de envío de agua a vertedero, no resulta viable disminuir el número de arranques por hora con un control de este tipo.

Resulta llamativo que para el caso de rejas sucias en período de lluvias el ciclo de trabajo de la bomba 1 es menor que para el caso de rejas limpias, lo cual se justifica al analizar a continuación el caudal bombeado por la línea de impulsión. Al verterse mayor cantidad de líquido al arroyo, el caudal a bombear resulta menor y es consistente con un menor ciclo de trabajo de los equipos.

Caso de operación	CT B1 (%)	CT B2 (%)	CT B3 (%)
Normal con rejas limpias	0	87	0
Normal con rejas sucias	0	87	0
Lluvia con rejas limpias	40.6	99.9	71
Lluvia con rejas sucias	3.8	99.5	72

Tabla 5.3: Ciclo de trabajo de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el Simulink

Caso de operación	# arr. B1	# arr. B2	# arr. B3
Normal con rejas limpias	0	9	0
Normal con rejas sucias	0	9	0
Lluvia con rejas limpias	1	<1	4
Lluvia con rejas sucias	1	<1	4

Tabla 5.4: Número de arranques de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el Simulink

5.5. Simulación con controlador en DCS

Se resume en la Tabla 5.8 el porcentaje de caudal bombeado por la línea de impulsión hacia la planta de pretratamiento así como el caudal volcado al arroyo. Se consideró como referencia para el cálculo el total de caudal entrante a la planta.

Para ambos casos de operación normal se logra evacuar todo el fluido entrante a la planta a diferencia de en casos de lluvia donde se vuelca líquido sin procesar al arroyo por los vertederos. Se observa un aumento del caudal vertido para el caso de rejas sucias, planteándose la necesidad de monitorear el estado de las rejas durante las lluvias para evitar un vertido excesivo.

Caso de operación	Q impulsión (%)	Q vertedero (%)
Normal con rejas limpias	100	0
Normal con rejas sucias	100	0
Lluvia con rejas limpias	98,4	1,6
Lluvia con rejas sucias	88,9	11,1

Tabla 5.5: Caudales impulsado y vertido para simulaciones con controlador en el Simulink

5.5. Simulación con controlador en DCS

Se presenta en esta subsección el modelo diseñado en Simulink con el control de los equipos de bombeo realizado desde el DCS.

La interconexión entre ambos programas se realizó de acuerdo a lo descrito en el Anexo A. Se describen allí las modificaciones realizadas en el programa del DCS para adaptar la utilización de una planta simulada a la lógica del automatismo. Se decidió simular la lógica de boyas del pozo de bombeo en función del nivel dentro del controlador. Esto se debe a que en el resto de las estaciones de bombeo la medida de nivel se realiza en forma analógica y no por escalones discretos con boyas, por lo cual se buscó desarrollar una herramienta adaptable y genérica a otros sistemas dentro del proyecto.

Se consideraron los mismos cuatro casos de estudio que en 5.4, los cuales coinciden con la operativa normal de una planta de este tipo.

Se analizaron los siguientes dos casos límites para el caudal de entrada:

1. Operación normal: caudal de entrada $Q_{in} = 100L/s$
2. Operación bajo lluvia: caudal de entrada fijo en $Q_{in} = 200L/seg$ sumado a un diente de sierra de amplitud $\pm 100L/s$ y período $1hr$. Esta situación incluye picos de hasta $300L/s$ seguidos de puntos de operación normal de $100L/s$.

Además se consideraron dos casos para el estado de las rejas:

1. Reja limpia con una resistencia equivalente a $0,3m$
2. Reja obstruida al 67% con una resistencia equivalente a $1m$

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

Se realizaron simulaciones para las cuatro combinaciones posibles de caudal de entrada y de estado de los canales de rejillas, tomándose 3 horas como tiempo de simulación.

5.5.1. Operación normal con rejillas limpias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por las rutinas en el DCS en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.39 y 5.40.

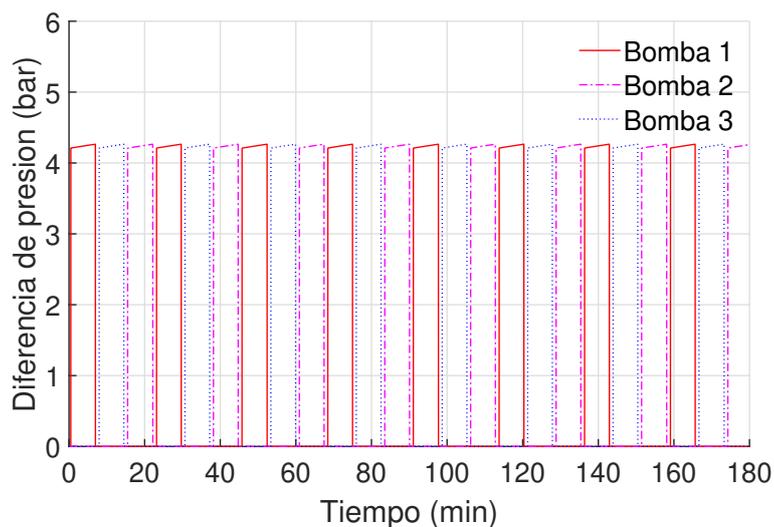


Figura 5.39: Caso de operación normal con rejillas limpias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba

5.5. Simulación con controlador en DCS

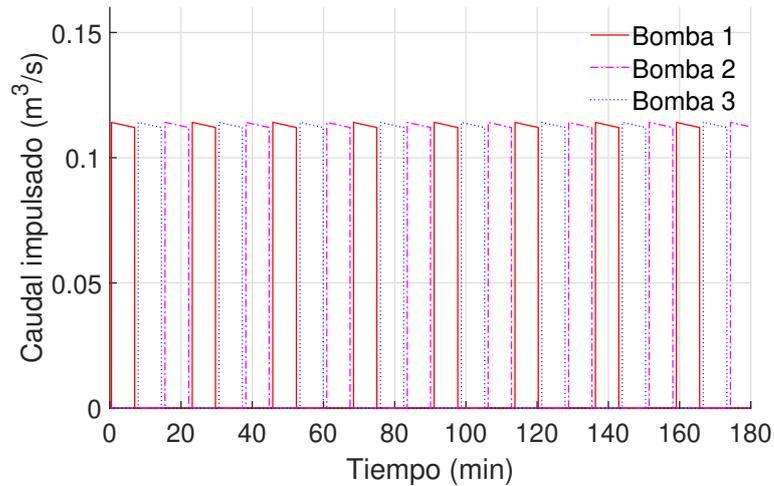


Figura 5.40: Caso de operación normal con rejjas limpias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que el punto de funcionamiento de las bombas al estar encendido coincide con el punto $[Q; P] = [0,11m^3/s; 4,2bar]$ obtenido en 5.4 para el funcionamiento de la única bomba encendida.

Se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.41.

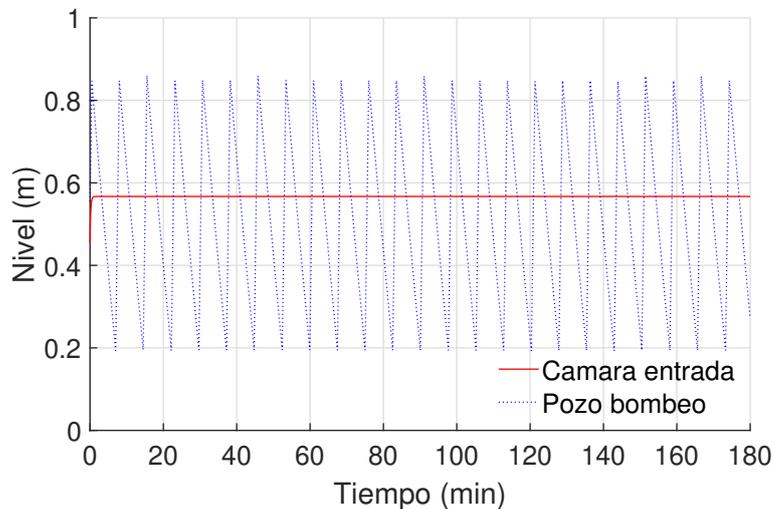


Figura 5.41: Caso de operación normal con rejjas limpias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles nunca alcanzan las cotas hacia vertedero, lográndose procesar a través del canal de rejjas la totalidad del fluido entrante a la planta.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.42.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

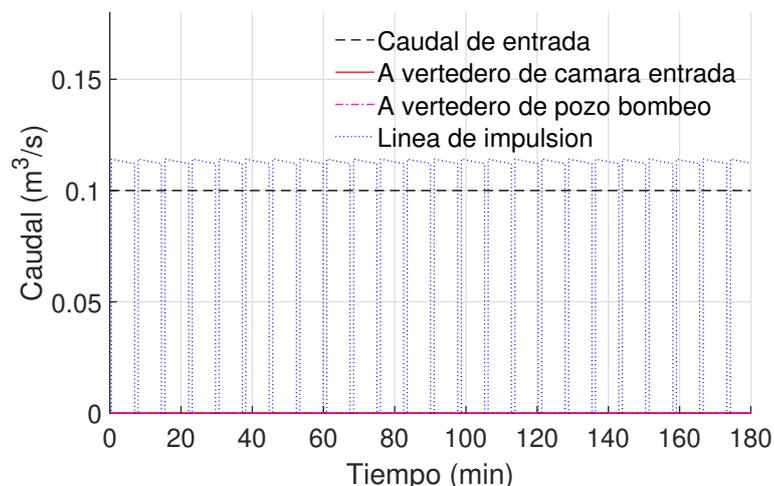


Figura 5.42: Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.42 y se obtuvo que de los $1061m^3$ que ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1061m^3$ que representando el 100% del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $0m^3$ que representando el 0% del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0% del total ingresante a la planta

Se observa que la planta logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, no vertiendo al arroyo.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.43, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas los siguientes valores ficticios de altura:

- 0: bomba apagada
- 0,1m: bomba 1 encendida
- 0,2m: bomba 2 encendida
- 0,3m: bomba 3 encendida

5.5. Simulación con controlador en DCS

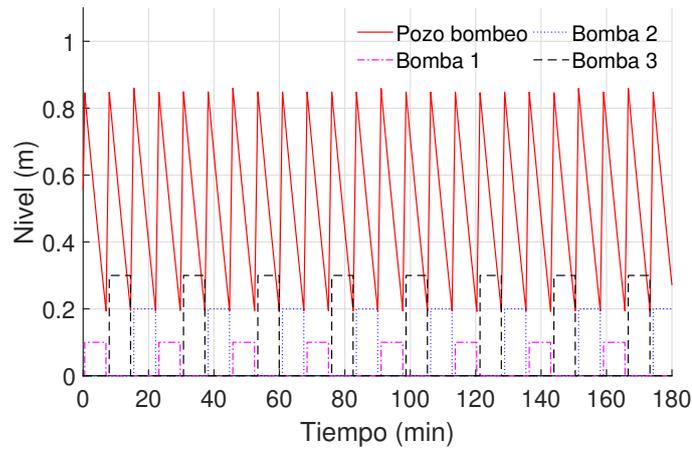


Figura 5.43: Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Funcionamiento del controlador programado en Simulink

Se concluye que el programa está rotando en forma correcta los equipos, encendiendo siempre el que cuenta con mayor tiempo detenido de acuerdo al criterio establecido.

5.5.2. Operación normal con rejas sucias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por un comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.44 y 5.45.

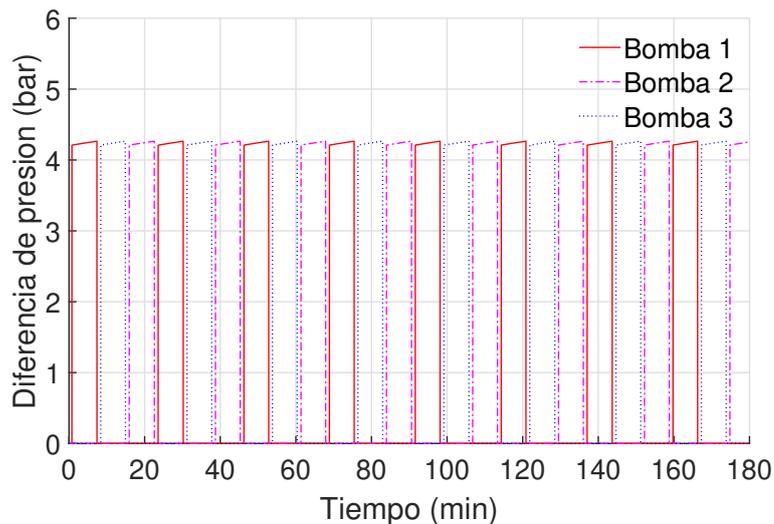


Figura 5.44: Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

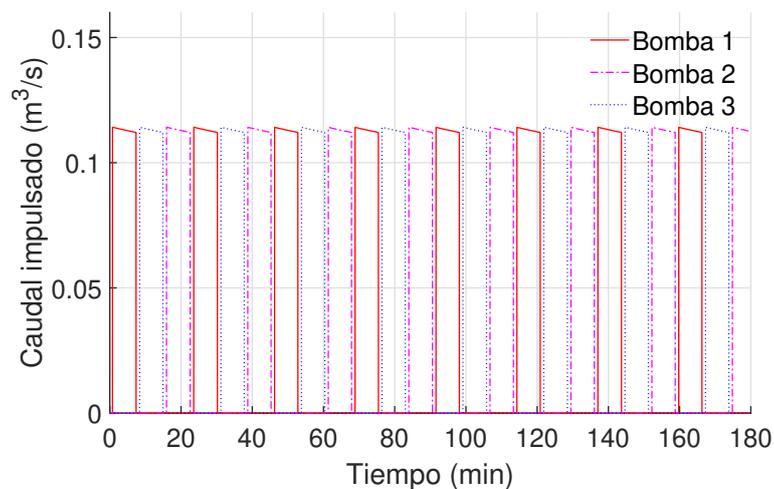


Figura 5.45: Caso de operación normal con rejillas sucias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que el punto de funcionamiento promedio de la bomba 2 cuando se encuentra encendida es: $[Q; P] = [0,11m^3/s; 4,2bar]$, no encendiéndose las bombas 1 y 3 en toda la simulación.

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.26.

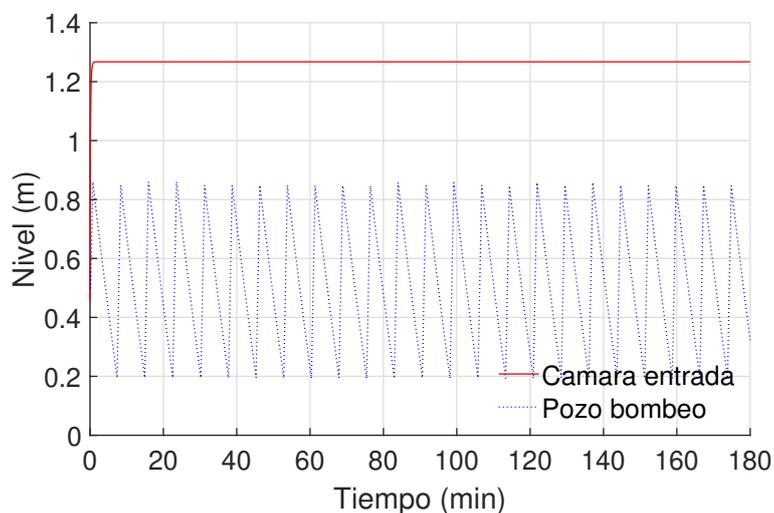


Figura 5.46: Caso de operación normal con rejillas sucias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles nunca alcanzan las cotas hacia vertedero.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.47.

5.5. Simulación con controlador en DCS

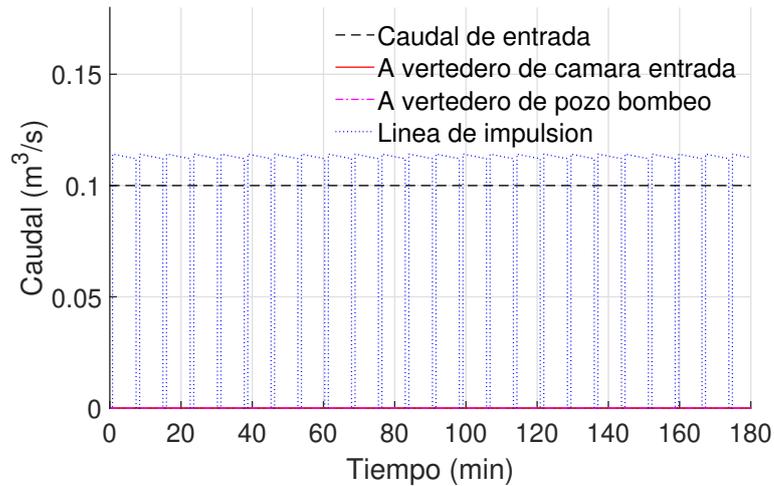


Figura 5.47: Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.47 y se obtuvo que de los $1061m^3$ que ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1061m^3$ que representando el 100 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, no vertiendo al arroyo.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.48, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

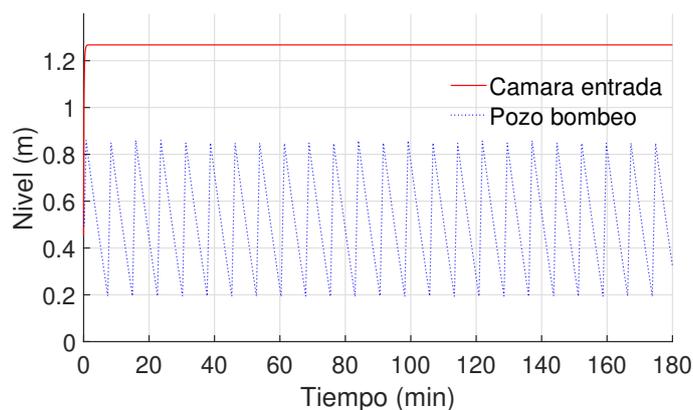


Figura 5.48: Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación

Se concluye que el programa está rotando en forma correcta los equipos, encendiendo siempre el que cuenta con mayor tiempo detenido de acuerdo al criterio establecido.

5.5.3. Operación bajo lluvia con rejas limpias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por las rutinas en el PLC en condiciones de operación bajo lluvia y con las rejas totalmente limpias.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.49 y 5.50.

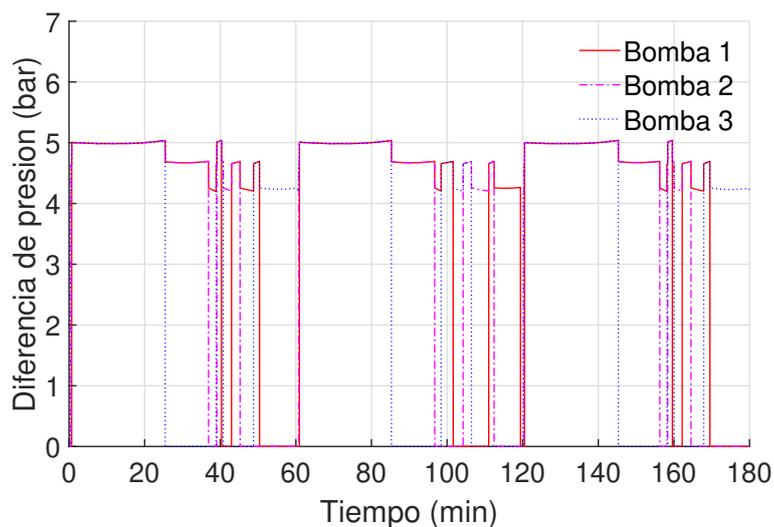


Figura 5.49: Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba

5.5. Simulación con controlador en DCS

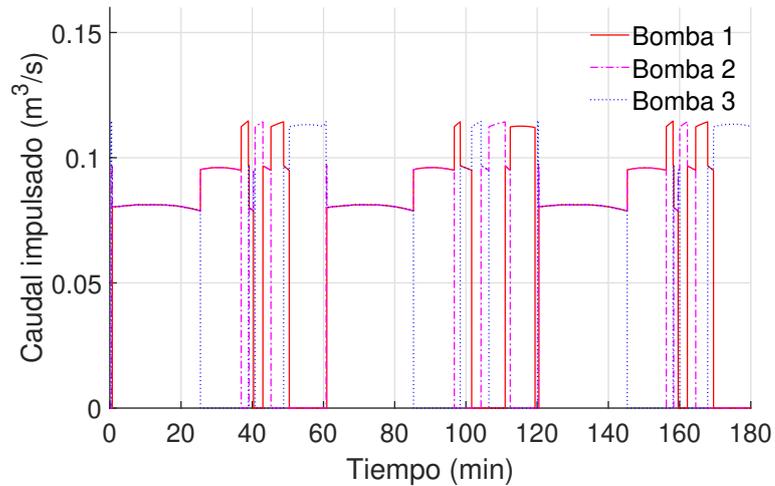


Figura 5.50: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que las tres bombas disponibles se encuentran en operación simultánea para ciertos momentos de la simulación.

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.51.

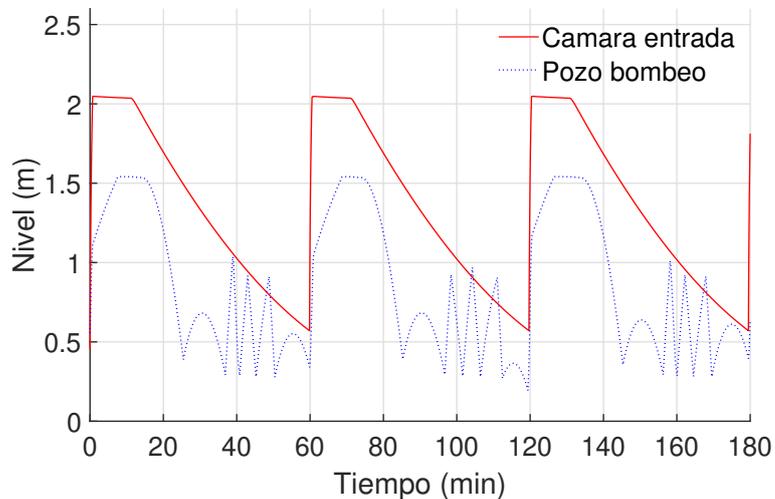


Figura 5.51: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que los niveles de la cámara de entrada y del pozo de bombeo alcanzan las respectivas cotas hacia vertedero.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de bombeo en la Fig. 5.52.

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

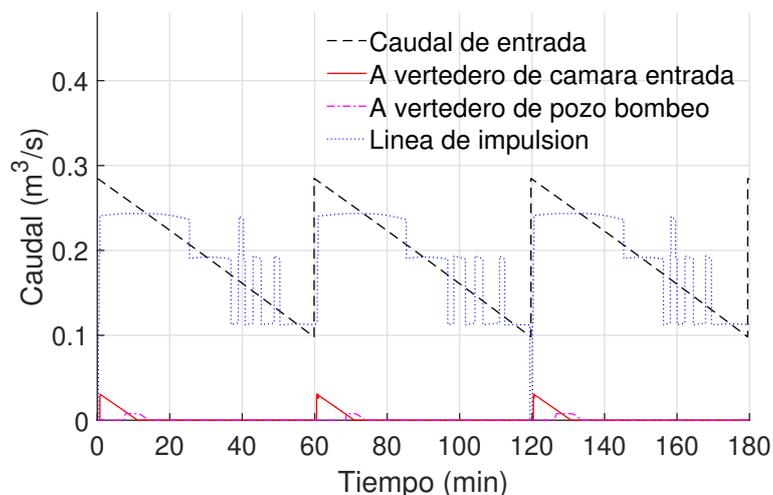


Figura 5.52: Caso de operación bajo lluvia con rejillas limpias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.52 y se obtuvo que de los $2078m^3$ que ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $2044m^3$ que representando el 98,4 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $29m^3$ que representando el 1,4 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $5m^3$ que representando el 0,2 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta no logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, vertiéndose al arroyo el 1,6 % del caudal entrante.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.53, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

5.5. Simulación con controlador en DCS

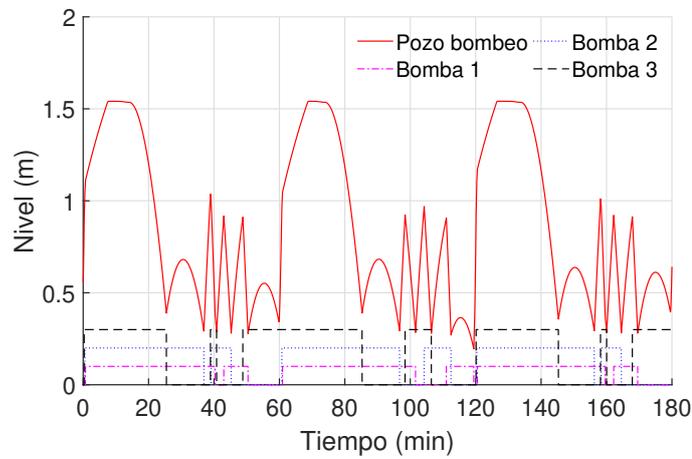


Figura 5.53: Caso de operación bajo lluvia con rejjas limpias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación

Se concluye que el programa está rotando en forma correcta los equipos, encendiendo siempre el que cuenta con mayor tiempo detenido de acuerdo al criterio establecido.

5.5.4. Operación bajo lluvia y con rejjas sucias

Se presenta a continuación los datos obtenidos para las simulaciones del modelo de la planta controlada por un comparador de nivel de pozo de bombeo programado en Simulink en condiciones de operación normal de la planta.

Se graficó la diferencia de presión y el caudal bombeado para cada una de las tres bombas del sistema en las Figs. 5.54 y 5.55.

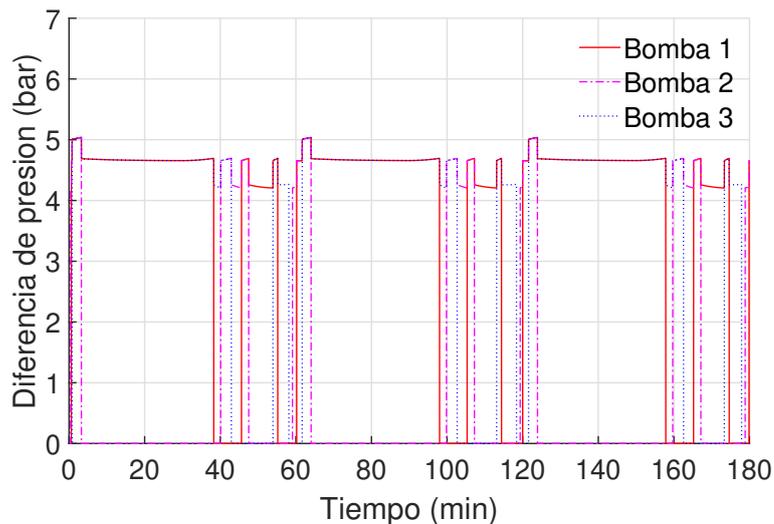


Figura 5.54: Caso de operación bajo lluvia con rejjas sucias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

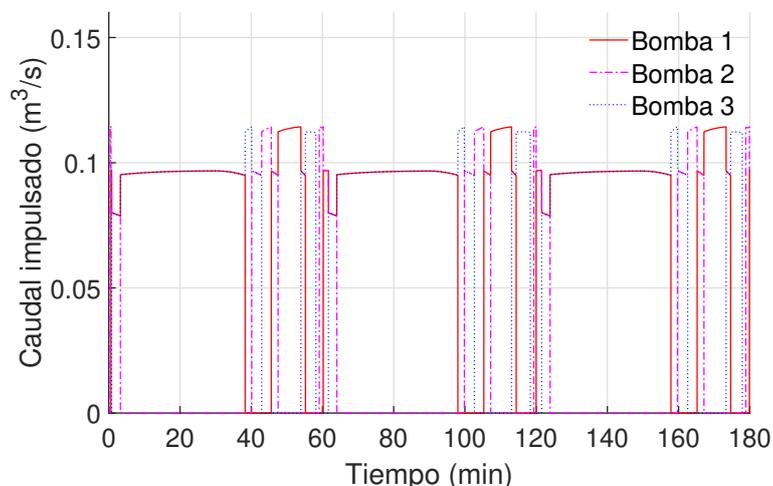


Figura 5.55: Caso de operación bajo lluvia con rejillas sucias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba

Se observa que las tres bombas disponibles se encuentran en operación simultánea para ciertos momentos de la operación.

Luego, se graficó el nivel de la cámara de entrada y el del pozo de bombeo en la Fig. 5.56.

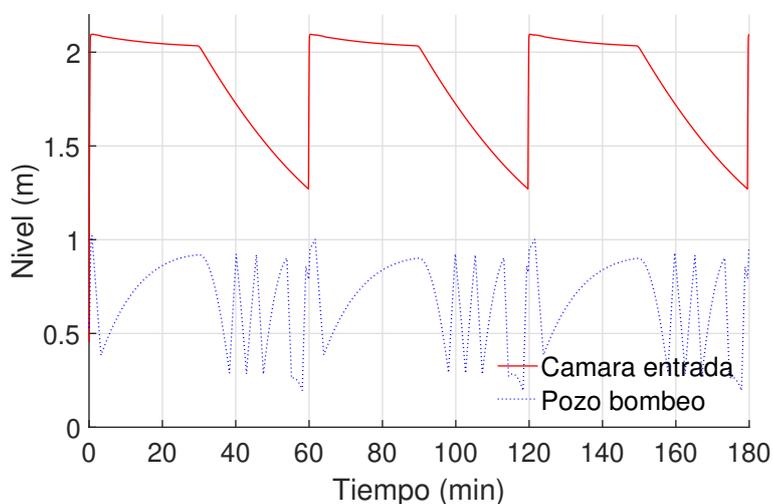


Figura 5.56: Caso de operación bajo lluvia con rejillas sucias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo

Se observa que se alcanzó la cota a vertedero en la cámara de entrada, no alcanzándose en el pozo de bombeo. Esto se debe a que al igual que para el caso de operación normal con rejilla sucia, el nivel de la cámara de entrada es superior al caso con rejillas limpias de la Fig. 5.56.

Se muestra el caudal bombeado por la línea de impulsión junto con los caudales vertidos directamente al arroyo desde la cámara de entrada y desde el pozo de

5.5. Simulación con controlador en DCS

bombeo en la Fig. 5.42.

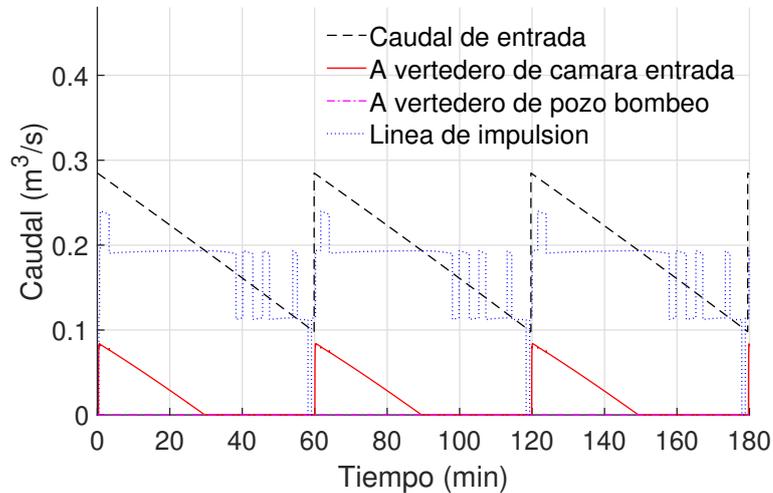


Figura 5.57: Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos

Se integraron los datos de la Fig. 5.57 y se obtuvo que de los $2078m^3$ que ingresan a la cámara de entrada en una hora, se impulsan y se pierden por vertedero al arroyo:

- Caudal impulsado: $1848m^3$ que representando el 88,9 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por cámara de entrada: $230m^3$ que representando el 11,1 % del total ingresante a la planta
- Caudal vertido por pozo de bombeo: $0m^3$ que representando el 0 % del total ingresante a la planta

Se observa que la planta no logra bombear la totalidad del caudal ingresante a ella, vertiéndose al arroyo el 11,1 % del caudal entrante. Es importante considerar que si bien no se vertió agua desde el pozo de bombeo en comparación con el caso de lluvia con reja limpia, la cantidad total de agua vertida al arroyo fue mayor.

Se muestra el funcionamiento del controlador en la Fig. 5.58, en la cual se grafica el nivel del pozo de bombeo junto con el estado de cada bomba. Se tomó como convención para el estado de las bombas:

- 0: bomba apagada
- 0,1: bomba 1 encendida
- 0,2: bomba 2 encendida
- 0,3: bomba 3 encendida

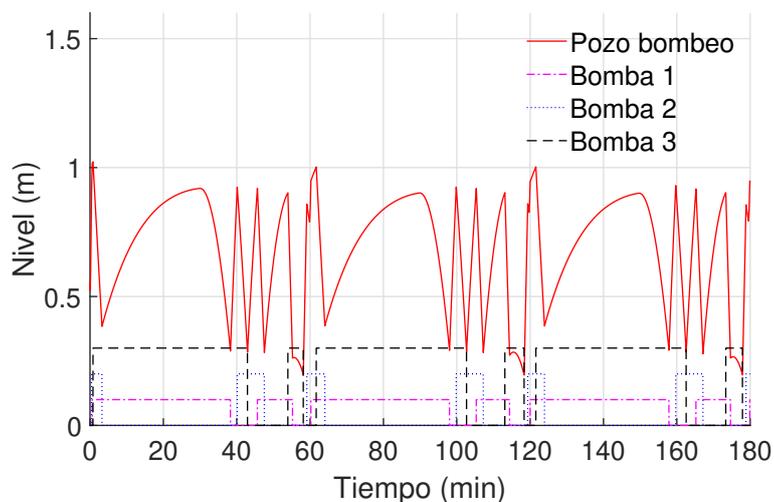


Figura 5.58: Caso de operación bajo lluvia con rejillas sucias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación

Se concluye que el programa está rotando en forma correcta los equipos, encendiendo siempre el que cuenta con mayor tiempo detenido de acuerdo al criterio establecido.

5.5.5. Resumen simulación con controlador en el PLC

Se presenta a continuación un resumen del funcionamiento de los equipos de bombeo para los distintos casos simulados con el controlador del proceso en el PLC.

Se graficó el ciclo de operación promedio por hora de cada equipo de bombeo así como la cantidad de arranques promedio por hora en las Tablas 5.7 y 5.6 respectivamente.

Caso de operación	# arr. B1	# arr. B2	# arr. B3
Normal con rejillas limpias	3	3	3
Normal con rejillas sucias	3	3	3
Lluvia con rejillas limpias	2	2	2
Lluvia con rejillas sucias	2	2	2

Tabla 5.6: Número de arranques de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el DCS

La cantidad de arranques por hora es menor que el límite planteado por el fabricante de 6 arranques por hora para estos equipos, cumpliendo el requisito impuesto durante el diseño del criterio de rotación de bombas.

Se observa de todas formas que para los casos de operación bajo lluvias, la gran mayoría de los arranques por hora se presentan en la zona de menor valor

5.6. Comparación de los resultados de las simulaciones

absoluto de la hoja de sierra que simula el caudal de entrada.

Esto se debe a que se está realizando un control del tipo on-off, siendo demasiado alta la variación en el caudal bombeado al encenderse o apagarse una bomba. Dado que no es posible aumentar la amplitud de la oscilación en el nivel del pozo de bombeo sin sobrepasar la cota de envío de agua a vertedero, no resulta viable disminuir el número de arranques por hora con un control de este tipo.

Caso de operación	CT B1 (%)	CT B2 (%)	CT B3 (%)
Normal con rejas limpias	29,1	28,7	29,1
Normal con rejas sucias	29,2	28,4	29,2
Lluvia con rejas limpias	79,2	71,6	61,5
Lluvia con rejas sucias	78,6	19,8	76,7

Tabla 5.7: Ciclo de trabajo de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el DCS

Por otro lado se observa en la tabla que resume los ciclos de trabajo que, a excepción del caso de operación bajo lluvia y con rejas sucias en el cual la bomba 2 se enciende apreciablemente menos que las demás, en los demás casos se realiza un uso equitativo de los equipos.

Se estudió el porcentaje de caudal bombeado por la línea de impulsión hacia la planta de pretratamiento así como el caudal volcado al arroyo por los vertederos de la cámara de entrada y del pozo de bombeo en la Tabla 5.8. Se utiliza como referencia para el cálculo de los porcentajes el total de caudal entrante a la planta en cada simulación.

Para ambos casos de operación normal se logra evacuar todo el caudal entrante a la planta, no siendo así para los casos de lluvia. Se observa que para el caso de lluvia con rejas limpias el caudal vertido al arroyo es diez veces menor que para el caso de rejas sucias.

Caso de operación	Q impulsión (%)	Q vertedero (%)
Normal con rejas limpias	100	0
Normal con rejas sucias	100	0
Lluvia con rejas limpias	98,4	1,6
Lluvia con rejas sucias	88,9	11,1

Tabla 5.8: Caudales impulsado y vertido para simulaciones con controlador en el DCS

5.6. Comparación de los resultados de las simulaciones

Se graficó el ciclo de trabajo para ambos tipos de controladores en las Figs. 5.59 y 5.60. Ambos parámetros son útiles a modo de indicadores para el diseño de un plan de mantenimiento preventivo de los equipos, así como para evaluar los criterios de rotación de bombas con el equipo que se encuentra en reserva. Una

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

buena planificación de estos puntos permitirá prolongar la vida útil de los equipos de bombeo.

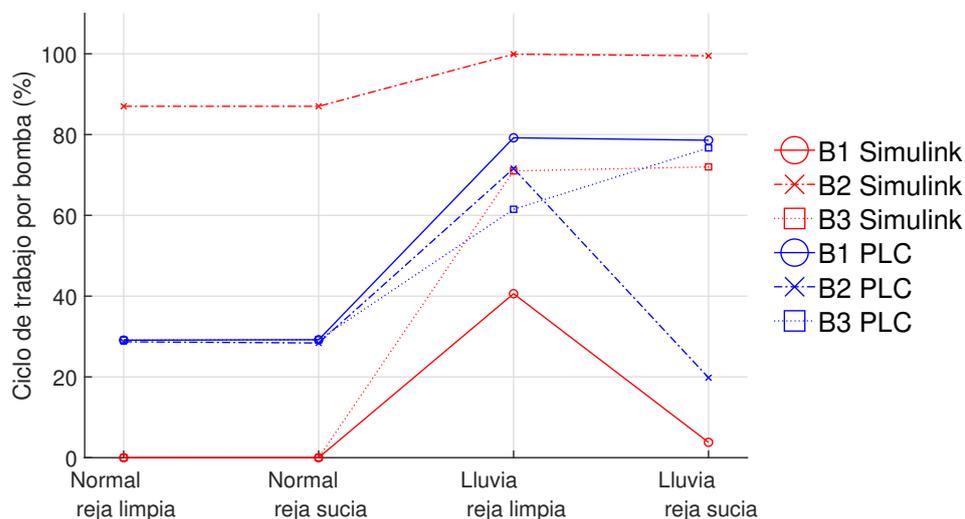


Figura 5.59: Ciclo de trabajo por bomba

Se observa que para el controlador en el DCS la distribución de los ciclos de trabajo se realiza en forma más equitativa que para el caso del controlador en el Simulink.

En particular, resulta inesperado para el caso del controlador en el DCS en condiciones de lluvia con reja obstruida que la bomba 2 presenta un ciclo de trabajo sensiblemente menor. Analizando este caso en detalle en el gráfico de la Fig. 5.58 se ve que la bomba 2 funciona por cortos períodos de tiempo. Esto se debe a que en los momentos en que disminuye el caudal de entrada, se encuentran siempre en funcionamiento las bombas 1 y 2, siendo la número 2 la bomba encendida hace más tiempo.

Se observa que para casos puntuales como el observado previamente el criterio de rotación de bombas no logra adaptarse completamente a la dinámica del sistema, siendo un trabajo a futuro introducir por ejemplo el indicador de ciclo de trabajo en las últimas horas como factor de decisión o considerar los ciclos de trabajo para la selección de la bomba en reserva por la selectora en el tablero. Se destaca la utilidad de la herramienta desarrollada para encontrar este tipo de casos particulares difíciles de considerar en el planteamiento de un criterio general de operación.

Se graficó el ciclo de trabajo para ambos tipos de controladores en la Fig.5.60 para evaluar si se está cumpliendo el límite indicado por el fabricante de 6 arranques por hora.

5.6. Comparación de los resultados de las simulaciones

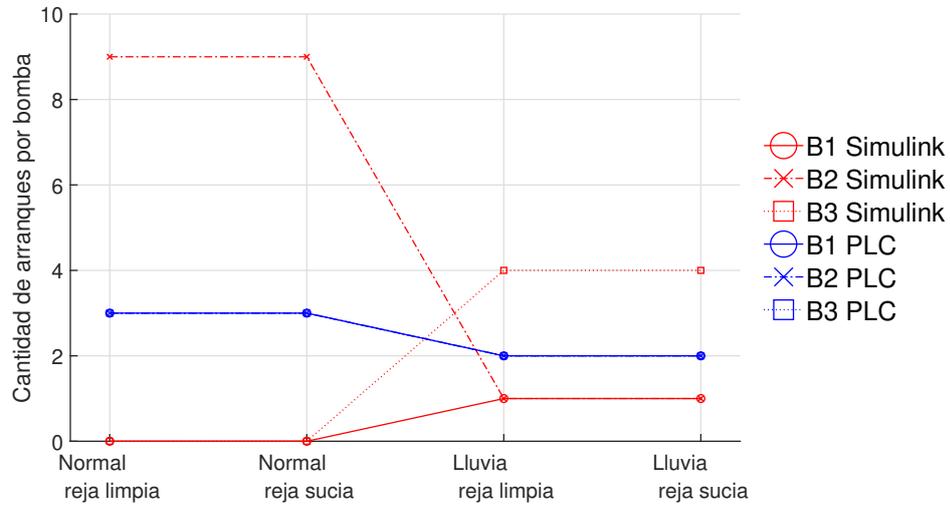


Figura 5.60: Cantidad de arranques por bomba

Se observa que para el caso del controlador en el DCS se cumple el requisito impuesto durante el diseño del criterio de rotación de bombas. Con este controlador la cantidad de arranques es equitativa, prolongando en forma pareja la vida útil de los equipos.

Para el caso del controlador en el Simulink se presentan casos que implican un encendido excesivo de una bomba en particular, especialmente aquellos de bajo caudal de entrada a la planta. Esto se debe a que no se cuenta con ningún criterio de rotación de bombas, por lo que al modular la planta en el entorno de un caudal fijo, se realiza un control del tipo de dos posiciones como el analizado en la sección 1.2 con una sola bomba como actuador.

Se observa que el criterio de rotación utilizado logra alcanzar una cantidad de arranques equitativa de los equipos de bombeo.

Los caudales vertidos para ambos controladores son iguales y se muestran en la Tabla 5.9. Este resultado era predecible y se debe a que, si bien en el caso del controlador en Simulink no se aplica un criterio de rotación de equipos de bombeo, las consignas de encendido por niveles son iguales que para el caso del DCS.

Caso de operación	Q impulsión (%)	Q vertedero (%)
Normal con rejas limpias	100	0
Lluvia con rejas limpias	98,4	1,6
Normal con rejas sucias	100	0
Lluvia con rejas sucias	88,9	11,1

Tabla 5.9: Resumen de caudales bombeados y vertidos

Para la operación normal con rejas limpias o sucias se logra evacuar todo el caudal entrante a la planta, validando las hipótesis tomadas en el dimensionamiento

Capítulo 5. Proyecto de saneamiento urbano

de las instalaciones de la planta para el caudal entrante de diseño.

Durante el caso de lluvia con rejas limpias el caudal vertido al arroyo es diez menor que para el caso de rejas sucias, planteándose entonces como sugerencia la limpieza de las rejas previo a los pronósticos de lluvia como método de minimizar el líquido sin tratar vertido al arroyo.

Se plantea además como una de las posibles líneas de investigación futura en este tipo de sistemas el aplicar métodos de control avanzado para minimizar el líquido sin procesar vertido al arroyo.

Capítulo 6

Conclusiones

Se completó con éxito la implementación de un proyecto de automatización de gran porte, programando las rutinas a utilizar y verificando su funcionamiento en tiempo real con el simulador desarrollado.

En primera instancia se trabajó sobre la descripción funcional de una de las estaciones de bombeo, trazando los lineamientos generales para el criterio de control de los equipos de bombeo. La documentación de las tecnologías utilizadas en el capítulo 2 junto con los métodos de comunicación asociados a los equipos industriales descritos en el capítulo 3, permitió programar los automatismos requeridos ajustándose a las normas y buenas prácticas de desarrollo de sistemas DCS.

Se logró simular con éxito el sistema hidráulico de la estación de bombeo estudiada, tomando en cuenta las características físicas de sus instalaciones y validando las suposiciones realizadas.

El diseño de un controlador para los equipos de bombeo dentro de Simulink permitió llevar a la práctica rápidamente la estrategia de control del nivel del pozo de bombeo, previo a su programación en el hardware final.

Como parte de este trabajo se documentó la integración del Simulink al software de automatización industrial. Para ello, fue necesario implementar un método de comunicación entre el simulador y el PLC a instalar para verificar las rutinas de control en el equipo real, el cual se describe en el Anexo A. Se seleccionó la utilización de un servidor OPC local debido a su compatibilidad con el resto de los componentes del sistema, logrando interconectar los mismos en forma satisfactoria.

La puesta en marcha realizada en el simulador de hardware *Soft Controller* validó la programación implementada en la plataforma de control distribuido 800xA de ABB para la Estación de Bombeo Pantanoso. En particular, se verificó que el funcionamiento del controlador de los equipos de bombeo se ajusta al planificado previamente en el capítulo 5.

Se evaluó luego la respuesta del controlador DCS en comparación con los datos obtenidos del algoritmo implementado en la simulación. Esto permitió observar las ventajas de utilizar el criterio de rotación de bombas diseñado, así como también mostró posibilidades de mejoras al mismo.

En particular, se planteó que se debería de expandir su capacidad para sobrellevar las condiciones particulares de operación descritas en la subsección 5.5.4. Para

Capítulo 6. Conclusiones

esta configuración del sistema, se observó una utilización despareja de los equipos de bombeo por lo que se propone calcular el ciclo de trabajo en las últimas horas de cada bomba y utilizarlo para lograr un uso más equitativo de los equipos de bombeo. Una implementación que contemplara estos indicadores evitaría en el sistema propuesto que eventos de lluvia en conjunción con las rejillas de la planta parcialmente obstruidas lleven a un desgaste acelerado de dos de los equipos de bombeo.

Si bien el modelado realizado puede no reflejar el comportamiento real para cada punto de operación de la planta, sí se concluye que existen combinaciones de datos de diseño y de condiciones de operación que pueden llevar a situaciones inesperadas. La simulación de una planta con un modelo ajustado en forma precisa a la realidad permitiría predecir estos eventos y tomar acciones preventivas para minimizar los costos asociados ellos.

Por otra parte, se detectó la necesidad de optimizar el funcionamiento de las simulaciones. Se realizaron aquellas que requerían comunicación con el DCS en tiempo real, incurriendo en grandes demoras para la obtención de los resultados. Además, se tomaron varias hipótesis en el modelado de la planta que deberán ser validadas a través de ensayos sobre los componentes hidráulicos reales, quedando esto por fuera del alcance de este trabajo.

La aplicación práctica desarrollada en este proyecto satisface la necesidad planteada de generar nuevas estrategias de simulación de procesos para la industria. El software de cálculo matemático genérico utilizado, en lugar de programas específicos, permite adaptar la solución a industrias que hoy en día no cuentan con esta opción. Esta etapa de pruebas sobre un sistema ficticio, pero de respuesta dinámica igual a la real, se propone como tarea previa a las pruebas de campo que se realizan en las puestas en marcha de los sistemas de automatización.

La simulación alcanzada se considera además que puede actuar como herramienta durante la capacitación de los futuros operadores de una planta, así como también a modo de instrumento para el desarrollo de innovaciones y mejoras en el proceso.

Como parte de esta tesis se investigó sobre el estado del arte de las tecnologías de automatización así como también se documentó los métodos de control avanzado más utilizados en la industria. Se planteó que se podría evaluar en primera instancia un control continuo de los equipos de bombeo a través de variadores de frecuencia en los motores de las bombas del proceso. Esto permitiría aplicar luego los distintos métodos introducidos en el capítulo 4 para mejorar la respuesta del controlador que regula el nivel del pozo de bombeo. Por ejemplo se propone que para el caso de un control avanzado del tipo MPC se puede reutilizar el software de simulación para calcular la respuesta predecida de la planta, disminuyendo sensiblemente el costo y tiempo de implementación de un controlador de este tipo. Además, se deberá evaluar los parámetros a elegir como indicadores de un mejor desempeño del algoritmo de control, proponiéndose como objetivos disminuir el caudal vertido sin tratamiento al aliviadero y minimizar el consumo de energía eléctrica de la planta.

A modo de trabajo futuro se propone evaluar otras alternativas para el software

de cálculo utilizado, estudiando la viabilidad de simular en plataformas de uso libre manteniendo la comunicación hacia los automatismos reales. Esto permitiría bajar los costos de las implementaciones como la de este proyecto, simplificando el acceso a mayor cantidad de industrias y grupos de investigación.

Finalmente se propone continuar este tipo de proyectos como línea de investigación académica enfocada en la simulación de procesos y su conexión a automatismos. Esta área de investigaciones permite estrechar los lazos entre la academia y la industria, acercando nuevas técnicas no solo a plantas nuevas sino a aquellas en funcionamiento. Esto se debe a que las herramientas de simulación permiten proponer algoritmos de control avanzado y evaluar sus beneficios en plantas que ya se encuentren operativas, sin alterar el funcionamiento normal de las mismas.

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Apéndice A

Conexión DCS – Simulink

Se presenta en este apéndice la configuración del sistema que permite la interacción entre el DCS y el Simulink.

La programación de las rutinas de automatización se realizó en el *Compact Control Builder*. Se utilizó el software *Soft Controller* como medio de simulación del hardware del controlador de procesos. Esto permite cargar rutinas de automatización en el mismo y obtener una respuesta en tiempo real igual a la de un hardware real, simplificando los trabajos a realizar en este proyecto al evitar la necesidad de realizar las simulaciones con el PC conectado a un tablero industrial.

Para implementar la comunicación se utilizará el software *OPC Server AC800M* operado localmente como servidor OPC para integrar ambos sistemas. Este programa permite conectar todos los controladores que se encuentren en la red como clientes.

Se utilizó el *OPC Explorer* de *Matrikon* como cliente para testear la comunicación OPC y verificar que el servidor se encuentra correctamente conectado al PLC.

Dado que Simulink corre sobre la plataforma Matlab, se utilizó el cliente OPC interno del mismo para comunicar datos desde y hacia el controlador simulado.

Se presenta el diagrama de la red local en la Fig. A.1.

Apéndice A. Conexión DCS – Simulink

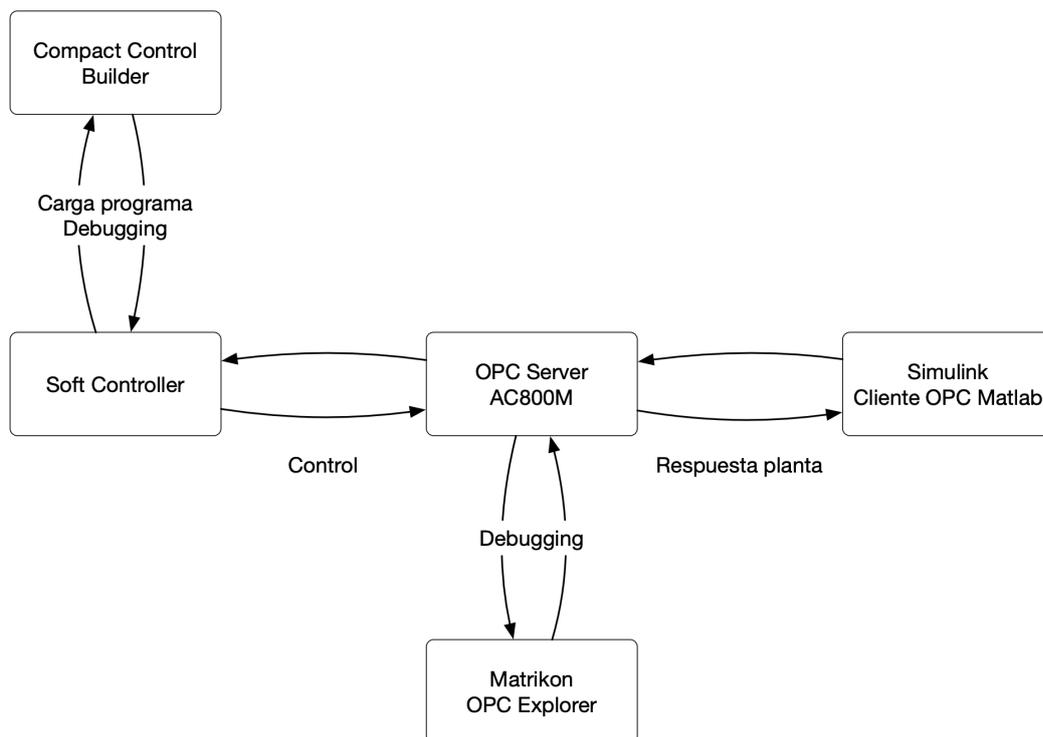


Figura A.1: Diagrama de interacción entre bloques

Se presenta en la Tabla A.1 la lista de variables intercambiadas entre el DCS y el Simulink, indicando el tipo de datos, su descripción y dónde se generan las mismas.

Nombre	Tipo	Origen	Descripción
Nivel de pozo	Real	Simulink	Nivel del pozo en metros
BBS_211.18.01.E.Value	Bool	DCS	Confirmación de marcha de bomba 1
BBS_212.18.01.E.Value	Bool	DCS	Confirmación de marcha de bomba 2
BBS_213.18.01.E.Value	Bool	DCS	Confirmación de marcha de bomba 3

Tabla A.1: Variables intercambiadas en la comunicación OPC

En el controlador se incluyeron las variables descritas en la Tabla A.2 para emular en función del nivel del pozo de bombeo obtenido en las simulaciones hidráulicas el funcionamiento de las boyas dentro del mismo.

Nombre	Valor	Descripción
nivelPozo	-	Nivel del pozo de bombeo obtenido por comunicación
nivel_prender1	0,8	Nivel de encendido de la bomba 1
nivel_prender2	0,9	Nivel de encendido de la bomba 2
nivel_prender3	1	Nivel de encendido de la bomba 3
nivel_apagar1	0,2	Nivel de apagado de la bomba 1
nivel_apagar2	0,3	Nivel de apagado de la bomba 2
nivel_apagar3	0,4	Nivel de apagado de la bomba 3
nivelMuyBajo	0,1	Nivel muy bajo de pozo, apaga todas las bombas

Tabla A.2: Variables nuevas en el PLC para la simulación del pozo de bombeo

Los valores de estas variables se seleccionaron iguales a los del controlador desarrollado en Simulink en la sección 5.4. La programación de las boyas se presenta en la Fig. A.2.

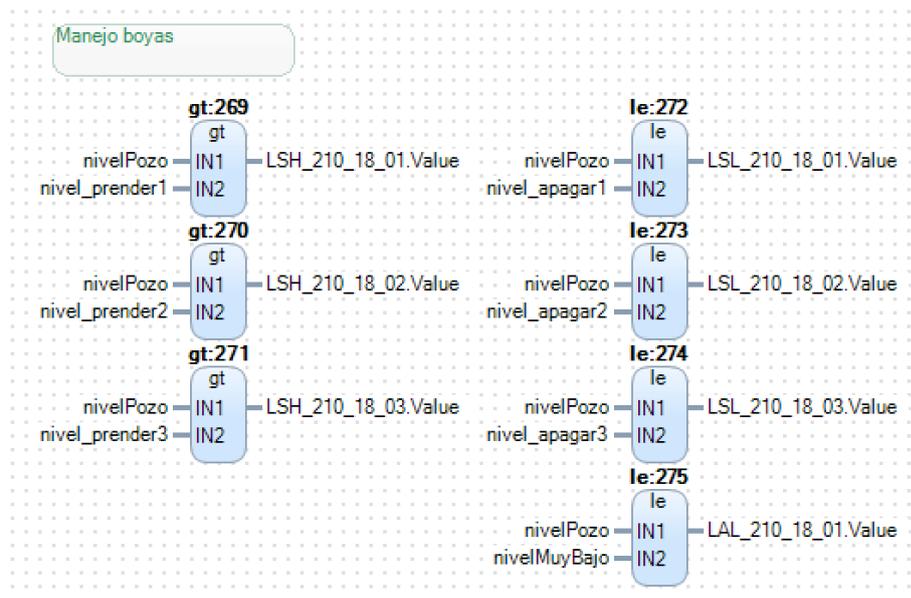


Figura A.2: Programa para la simulación del sistema de boyas

Además, se debió generar las señales de confirmación de marcha de cada uno de los motores para evitar que los bloques de control supongan una falla en los mismos. Se eligió una espera de un segundo luego del encendido del motor para devolver la señal de confirmación de marcha, mostrándose la programación de ello en la Fig. A.3.

Apéndice A. Conexión DCS – Simulink

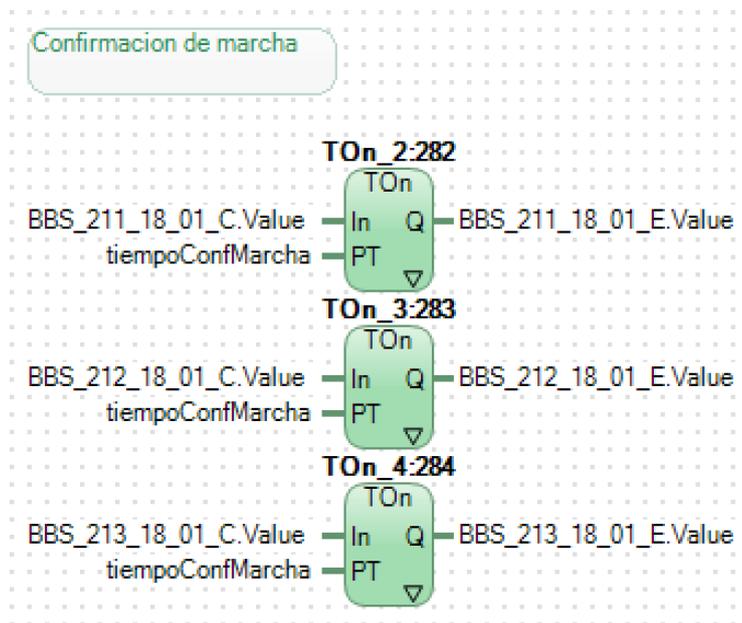


Figura A.3: Programa para la generación de las confirmaciones de marcha para las bombas

Para la operación de los motores en forma automática se debió encender las señales de motor habilitado para las bombas 1, 2 y 3. Además, se configuró su operación en automático para poder realizar un manejo de los equipos sin ingresar a la pantalla HMI de operación manual. Se realizaron estos cambios al programa en la página 15, la cual se presenta en la Fig. A.4.

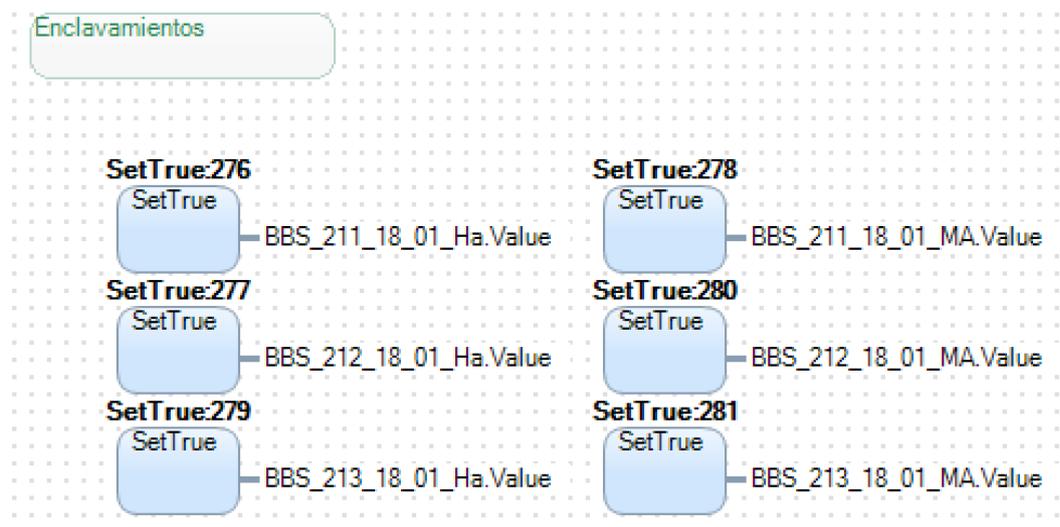


Figura A.4: Programa para la generación de los enclavamientos para los motores

Referencias

- [1] Datasheet bomba Flygt NP3301.185. <https://www.xylem.com/en-us/products-services/pumps-packaged-pump-systems/pumps/submersible-pumps/wastewater-pumps/n-technology-pumps/n-3301/curves/>. Accedida: 2020-22-02.
- [2] Datasheet PLC 800xA ABB. [https://library.e.abb.com/public/d08a729f9aef4a4ca4056b01918498d0/3BSE062937_E_en_System_800xA_5.1_Product_Catalog_\(FP4_included\).pdf](https://library.e.abb.com/public/d08a729f9aef4a4ca4056b01918498d0/3BSE062937_E_en_System_800xA_5.1_Product_Catalog_(FP4_included).pdf). Accedida: 2020-22-02.
- [3] Datasheet TrashMax de Huber. <https://www.huber-technology.cl/es/productos/tamizado-de-aguas/tamices-de-chapa-perforada-y-rejas/huber-reja-de-gruesos-trashmaxr.html>. Accedida: 2020-22-02.
- [4] *Mechatronics: Principles, Concepts and Applications*. Tata McGraw-Hill, 2003.
- [5] Allen-Bradley. Product catalog - Compact Logic series, 2018.
- [6] D. Allison. The father of invention: Dick Morley looks back on the 40th anniversary of the PLC. *Manufacturing Automation Magazine*, 2008.
- [7] N.O. ALONSO. *Redes de comunicaciones industriales*. Colección Grado. UNED, 2013.
- [8] S. G. Anavatti, Fendy Santoso, and Matt Garratt. Adaptive control systems: past, present, and future. 10 2015.
- [9] Richard M. Ashley, Alasdair Fraser, Richard Burrows, and John Blanksby. The management of sediment in combined sewers. *Urban water*, 2(4):263–275, 2000.
- [10] K. J. Åström and B. Wittenmark. *Adaptive control: second edition*. Dover Books on Electrical Engineering. Dover Publications, 2013.
- [11] Karl Aström. *History of adaptive control*, pages 1–9. Springer London, London, 2014.

Referencias

- [12] Karl Johan Åström and Tore Hägglund. Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins. *Automatica*, 20(5):645–651, 1984.
- [13] Karl Johan Åström and Tore Hägglund. Revisiting the ziegler–nichols step response method for pid control. *Journal of process control*, 14(6):635–650, 2004.
- [14] MirSaleh Bahavarnia and Mohammad Saleh Tavazoei. A new view to Ziegler–Nichols step response tuning method: Analytic non-fragility justification. *Journal of Process Control*, 23(1):23 – 33, 2013.
- [15] S. Basu. *Plant Hazard Analysis and Safety Instrumentation Systems*. Elsevier Science, 2016.
- [16] B. W. Bequette. *Process control: modeling, design, and simulation*. Prentice-Hall international series in the physical and chemical engineering sciences. Prentice Hall PTR, 2003.
- [17] M. Bollaín Sánchez. *Ingeniería de instrumentación de plantas de proceso*. Ediciones Díaz de Santos, 2019.
- [18] M. Borja. Diseño de una planta de tratamiento para aguas residuales de la ciudad de Guaranda. Tesis - Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, 2011.
- [19] F. Borrelli, A. Bemporad, and M. Morari. *Predictive control for linear and hybrid systems*. Cambridge University Press, 2017.
- [20] Malcolm J. Brandt, K. Michael Johnson, Andrew J. Elphinston, and Don D. Ratnayaka. Chapter 13 - Energy use, sustainability and waste treatment. In Malcolm J. Brandt, K. Michael Johnson, Andrew J. Elphinston, and Don D. Ratnayaka, editors, *Twort's Water Supply (Seventh Edition)*, pages 553 – 580. Butterworth-Heinemann, Boston, seventh edition edition, 2017.
- [21] E. F. Camacho and C. B. Alba. *Model Predictive Control*. Advanced Textbooks in Control and Signal Processing. Springer London, 2013.
- [22] James Cannan and Huosheng Hu. Human-machine interaction (hmi): A survey. *University of Essex*, 2011.
- [23] Benoit Clement, Gilles Duc, and Sophie Mauffrey. Aerospace launch vehicle control: a gain scheduling approach. *Control Engineering Practice*, 13(3):333–347, 2005.
- [24] René David. Grafset: A powerful tool for specification of logic controllers. *IEEE transactions on control systems technology*, 3(3):253–268, 1995.
- [25] D.O.J. deSa. *Instrumentation Fundamentals for Process Control*. CRC Press, 2019.

- [26] F. M. Drop. *Control-theoretic models of feedforward in manual control*. MPI Series in Biological Cybernetics. Logos Verlag Berlin, 2016.
- [27] M. Elshafei. *Modern Distributed Control Systems: A Comprehensive Coverage of DCS Technologies and Standards*. CreateSpace Independent Publishing Platform, 2016.
- [28] Michael G Forbes, Rohit S Patwardhan, Hamza Hamadah, and R Bhushan Gopaluni. Model predictive control in industry: Challenges and opportunities. *IFAC-PapersOnLine*, 48(8):531–538, 2015.
- [29] Marc Steven Gelormino and NL Ricker. Model-predictive control of a combined sewer system. *International Journal of Control*, 59(3):793–816, 1994.
- [30] Ernie Hayden GICSP. An abbreviated history of automation & industrial controls systems and cybersecurity. 2014.
- [31] I. M. Guridi and J. D. Vivar. Propuesta de mejora de la calidad del efluente pluvial en la cuenca La Perla, de la ciudad de Mar del Plata. Tesis - Universidad Fasta, 2013.
- [32] M. A. Gutiérrez. Cálculos hidráulicos. Master’s thesis, EOI, 2008.
- [33] A. E. Hassanien. *Machine learning paradigms: theory and application*. Studies in Computational Intelligence. Springer International Publishing, 2018.
- [34] A. H. J. Helmsing. Teorías de desarrollo industrial regional y políticas de segunda y tercera generación. *EURE (Santiago)*, 25:5 – 39, 09 1999.
- [35] Martin Hollender, J. Evans, T.-C Skovholt, and R. Tanner. Alarming discoveries: Improving operator effectiveness through alarm life-cycle support. 1:60–64, 01 2016.
- [36] Martin Hollender, Thomas-Christian Skovholt, and Joan Evans. Holistic alarm management throughout the plant lifecycle. 06 2016.
- [37] B. Hollifield and H. Perez. High performance graphics to maximize operator effectiveness. PAS Whitepaper, 2012.
- [38] Tore Hägglund and K.J. Åström. An industrial adaptive pid controller. *IFAC Proceedings Volumes*, 23:251–256, 04 1990.
- [39] IEC. Management of alarms systems for the process industries. Norm, October 2014.
- [40] Systems Instrumentation and Automation Society. ISA 5 - Human-Machine Interfaces. Standard, 2009.
- [41] Systems Instrumentation and Automation Society. ISA 101 - Human-Machine Interfaces. Standard, 2015.

Referencias

- [42] ISA. Fundamental control strategies every process control developer must know. Presentation.
- [43] ISA. Management of Alarm Systems for Process Industries. Norm.
- [44] A. Jameson, Michael Larsen, and Alex Kostinski. On the variability of drop size distributions over areas. *Journal of the Atmospheric Sciences*, 72, 01 2015.
- [45] J. Jiao, J. Y. Hung, and R. M. Nelms. Gain scheduling control strategy for a single-phase grid-connected inverter. In *2017 IEEE 26th International Symposium on Industrial Electronics (ISIE)*, pages 723–728, June 2017.
- [46] Omar Laldin, Mazhar Moshirvaziri, and Olivier Trescases. Predictive algorithm for optimizing power flow in hybrid ultracapacitor/battery storage systems for light electric vehicles. *IEEE Transactions on power electronics*, 28(8):3882–3895, 2012.
- [47] Ioan Landau, Rogelio Lozano, Mohammed M'Saad, and Alireza Karimi. Adaptive control: algorithms, analysis and applications. 2011.
- [48] Jay H. Lee. Model predictive control: Review of the three decades of development. *International Journal of Control, Automation and Systems*, 9(3):415, 2011.
- [49] Douglas J. Leith and William E. Leithead. Survey of gain-scheduling analysis and design. *International journal of control*, 73(11):1001–1025, 2000.
- [50] W. S. Levine. *The control handbook*. Electrical Engineering Handbook. Taylor & Francis, 1996.
- [51] S. Li, J. Yang, W. H. Chen, and X. Chen. *Disturbance observer-based control: methods and applications*. CRC Press, 2016.
- [52] B.G. Liptak. *Instrument Engineers' Handbook, (Volume 2) Third Edition: Process Control*. Instrument Engineers' Handbook. Taylor & Francis, 1995.
- [53] J. Liu and H. E. Durand. *New directions on Model Predictive Control*. MDPI AG, 2019.
- [54] Tian Lixin. Application and maintenance of soft starter in pump. *The World of Inverters*, (5):43, 2012.
- [55] J. Machado, F. Soares, and G. Veiga. *Innovation, Engineering and Entrepreneurship*. Lecture Notes in Electrical Engineering. Springer International Publishing, 2018.
- [56] N.P. Mahalik. *Sensor Networks and Configuration: Fundamentals, Standards, Platforms, and Applications*. Springer Berlin Heidelberg, 2007.

- [57] GM Mair. 12 - machine tool control elements. In Dal Koshal, editor, *Manufacturing Engineer's Reference Book*, pages 12/1 – 12/20. Butterworth-Heinemann, Oxford, 1993.
- [58] I. Mareels and J. W. Polderman. *Adaptive systems: an introduction*. Systems & Control: Foundations & Applications. Birkhäuser Boston, 1996.
- [59] David Q Mayne. Model predictive control: Recent developments and future promise. *Automatica*, 50(12):2967–2986, 2014.
- [60] S. Misbahuddin. Fault tolerant remote terminal units (rtus) in scada systems. In *2010 International Symposium on Collaborative Technologies and Systems*, pages 440–446, May 2010.
- [61] R. Munasinghe. *Classical Control Systems: Design and Implementation*. Alpha Science International, 2012.
- [62] Mabuchi Murray. Design and analysis of feedback systems course notes. Caltech, 2003.
- [63] G. Nasby. Using ISA-101 & high performance HMIs for more effective operations. 2017.
- [64] Jan Noyes. Alarm systems: a guide to design, management and procurement. *Computing & Control Engineering Journal*, 11:52–52, 05 2000.
- [65] C. Ocampo-Martinez. *Model Predictive Control of Wastewater systems*. Advances in Industrial Control. Springer London, 2010.
- [66] A. (1) Oveisi and M. (2) Gudarzi. Adaptive sliding mode vibration control of a nonlinear smart beam: A comparison with self-tuning Ziegler-Nichols PID controller. *Journal of Low Frequency Noise Vibration and Active Control*, 32(1-2):41–62, 2013.
- [67] EA Parr. 16 - programmable controllers. In M.A. Laughton and D.J. Warne, editors, *Electrical Engineer's Reference Book (Sixteenth Edition)*, pages 16–1 – 16–52. Newnes, Oxford, sixteenth edition edition, 2003.
- [68] D. Patel. *Introduction Practical PLC (Programmable Logic Controller) Programming*. GRIN Verlag, 2018.
- [69] Jeff Payne. Iec 61131-3: What's the acceptance rate of this control programming standard? *Magazine*, 2015.
- [70] R. Pigan and M. Metter. *Automating with PROFINET: Industrial Communication Based on Industrial Ethernet*. Wiley, 2015.
- [71] K. Pirabakaran and V. M. Becerra. Automatic tuning of pid controllers using model reference adaptive control techniques. In *IECON'01. 27th Annual Conference of the IEEE Industrial Electronics Society (Cat. No.37243)*, volume 1, pages 736–740 vol.1, Nov 2001.

Referencias

- [72] D. Popović. *Analysis and control of industrial processes*. Advances in System Analysis. Vieweg+Teubner Verlag, 2012.
- [73] F. J. Pérez-de-la Cruz. Tratamientos iniciales de potabilización. Class notes - Universidad Politécnica de Cartagena, 2011.
- [74] S. Joe Qin and Thomas A. Badgwell. An overview of industrial model predictive control technology. In *AIChE symposium series*, volume 93, pages 232–256. New York, NY: American Institute of Chemical Engineers, 1971-c2002., 1997.
- [75] R. Radvanovsky and J. Brodsky. *Handbook of SCADA/Control Systems Security*. Taylor & Francis, 2013.
- [76] H. Rothenberg. *Alarm management for process control*. Momentum press, 2009.
- [77] J. Russell and R. Cohn. *Distributed Control System*. Tbilisi State University, 2012.
- [78] Scott Thomas Shipley, EW Eloranta, and JA Weinman. Measurement of rainfall rates by lidar. *Journal of Applied Meteorology*, 13(7):800–807, 1974.
- [79] Shankar Singh and Nitin Vijay Satpute. Design and analysis of energy-harvesting shock absorber with electromagnetic and fluid damping. *Journal of Mechanical Science and Technology*, 29(4):1591–1605, 2015.
- [80] S.K. Singh. *Industrial Instrumentation & Control, 2e*. McGraw-Hill Education (India) Pvt Limited, 2003.
- [81] D. Sloatman. Understanding PLC programming methods and the tag database system. Radio World Magazine, September 2016.
- [82] C. Strauss. *Practical Electrical Network Automation and Communication Systems*. Electronics & Electrical. Elsevier Science, 2003.
- [83] Chao Sun, Xiaosong Hu, Scott J. Moura, and Fengchun Sun. Velocity predictors for predictive energy management in hybrid electric vehicles. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 23(3):1197–1204, 2014.
- [84] J. Świder, S. Kciuk, and M. Trojnacki. *Mechatronics 2017 - Ideas for Industrial Applications*. Advances in Intelligent Systems and Computing. Springer International Publishing, 2019.
- [85] Wei Tang, Lijian Wang, Jiawei Gu, and Yunfeng Gu. Single neural adaptive PID control for small UAV micro-turbojet engine. *Sensors (Basel, Switzerland)*, 20(2), 2020.
- [86] Bertil Thomas, Mohsen Soleimani-Mohseni, and Per Fahlén. Feed-forward in temperature control of buildings. *Energy & Buildings*, 37(7):755 – 761, 2005.

- [87] L.E. Truesdell. *The development of punch card tabulation in the Bureau of the Census, 1890-1940: with outlines of actual tabulation programs*. U.S. G.P.O., 1965.
- [88] J.R. Uffelmann, P. Wienzek, and M. Jahn. *IO-Link: The DNA of Industry 4.0*. Vulkan Verlag GmbH, 2019.
- [89] M. Ali Unar, Dj. Murray-Smith, and Sf. Ali Shah. Design and tuning of fixed structure PID controllers-a survey. 1995.
- [90] J.R. Vacca. *Handbook of Sensor Networking: Advanced Technologies and Applications*. CRC Press, 2015.
- [91] A. Visioli. *Practical PID Control*. Advances in Industrial Control. Springer London, 2006.
- [92] H. Wade. *Basid and advanced regulatory control: system design and application*. ISA, 2004.
- [93] Ye Wang, Gabriela Cembrano, Vicenç Puig, Maite Urrea, Juli Romera, David Saporta, and José Gabriel Valero. Model predictive control of water networks considering flow and pressure. In *Real-time Monitoring and Operational Control of Drinking-Water Systems*, pages 251–267. Springer, 2017.
- [94] Austin Weber. What is IO-Link? New technology enables sensors and actuators to become smarter. *Assembly*, 60(13):52, 2017.
- [95] Brian C. Williams. Interaction-based invention: Designing novel devices from first principles. In Georg Gottlob and Wolfgang Nejdl, editors, *Expert Systems in Engineering Principles and Applications*, pages 119–134, Berlin, Heidelberg, 1990. Springer Berlin Heidelberg.
- [96] Yue Wu, Zhiwu Huang, Hongtao Liao, Yanhui Zhou, Yongjie Liu, Heng Li, Xiaoyong Zhang, and Jun Peng. An improved feed-forward load compensation method for hybrid energy storage systems. *2019 IEEE Energy Conversion Congress and Exposition (ECCE), Energy Conversion Congress and Exposition (ECCE), 2019 IEEE*, pages 5753 – 5758, 2019.
- [97] Yu Daren and Xu Zhiqiang. Nonlinear coordinated control of drum boiler power unit based on feedback linearization. *IEEE Transactions on Energy Conversion*, 20(1):204–210, March 2005.
- [98] P. Zhang. *Advanced Industrial Control Technology*. Elsevier Science, 2010.
- [99] L. Zheng, S. Huang, and Z. Zhang. *Manufacturing Productivity in China*. Industrial and Systems Engineering Series. CRC Press, 2016.
- [100] Zhuo Xu-sheng, Yang Fan, Qin Shi-hong, and Zheng Sheng. Series cascade control of coal-fired drum boiler. In *2011 International Conference on Electric Information and Control Engineering*, pages 2566–2568, April 2011.

Referencias

- [101] John G Ziegler and Nathaniel B Nichols. Optimum settings for automatic controllers. *trans. ASME*, 64(11), 1942.
- [102] John G. Ziegler, Nathaniel B. Nichols, et al. Optimum settings for automatic controllers. *trans. ASME*, 64(11), 1942.
- [103] R. Zurawski. *Embedded Systems Handbook: Networked Embedded Systems*. Embedded Systems Handbook: Network Embedded Systems. CRC Press, 2017.
- [104] R. Zurawski. *Industrial Communication Technology Handbook*. Industrial Information Technology. CRC Press, 2017.

Glosario

DCS Distributed control system. 9

EB-CA Estación de bombeo Casabó. 56

EB-CE Estación de bombeo Cerro. 56

EB-IN Estación de bombeo Intermedia. 56

EB-LT Estación de bombeo La Teja. 56

EB-MI Estación de bombeo Miguelete. 56

EB-PA Estación de bombeo Pantanoso. 56

HMI Human-machine interface. 9

MPC Model predictive control. 51

MTBF Mean time before failure. 12

PID Proportional integrative derivative. 42

PLC Programmable Logic Controller. 9–11

PPT Planta de pre tatamiento. 56

SCADA Supervisory Control And Data Acquisition. 9

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Índice de tablas

2.1. Indicadores de performance de un sistema de alarmas	24
4.1. Efecto de sintonización de parámetros en un PID	45
4.2. Elección de parámetros de un PID para el método de Ziegler-Nichols	47
5.1. Puntos de la curva de presión en función de caudal de la bomba utilizados para el modelado	72
5.2. Niveles de operación del pozo de bombeo seleccionados	74
5.3. Ciclo de trabajo de equipos de bombeo para simulaciones con con- trolador en el Simulink	88
5.4. Número de arranques de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el Simulink	88
5.5. Caudales impulsado y vertido para simulaciones con controlador en el Simulink	89
5.6. Número de arranques de equipos de bombeo para simulaciones con controlador en el DCS	102
5.7. Ciclo de trabajo de equipos de bombeo para simulaciones con con- trolador en el DCS	103
5.8. Caudales impulsado y vertido para simulaciones con controlador en el DCS	103
5.9. Resumen de caudales bombeados y vertidos	105
A.1. Variables intercambiadas en la comunicación OPC	112
A.2. Variables nuevas en el PLC para la simulación del pozo de bombeo	113

Esta página ha sido intencionalmente dejada en blanco.

Índice de figuras

1.1. Sistema modelado como de causa-efecto	2
1.2. Sistema modelado con un controlador en lazo abierto	2
1.3. Sistema modelado con un controlador en lazo cerrado	3
1.4. Diagrama de lámpara de Philon	3
1.5. Diagrama de máquina de Watt	4
1.6. Diagrama interno de un rele	5
1.7. Diagrama de temperaturas para un controlador de dos posiciones	6
2.1. Tablero de control de una estación de metro de Nueva York - Imagen obtenida de obtenida de [81]	10
2.2. PLC utilizado en los cursos de control industrial de la Facultad de Ingeniería, Universidad de la República	11
2.3. Diagrama de tiempos entre fallas	12
2.4. Ejemplo de tarjeta perforada	14
2.5. Ejemplo de sistema Scada	16
2.6. Ejemplo de equipo HMI	16
2.7. Ejemplo de topología DCS	18
2.8. Ejemplo de pantalla con diseño ineficiente - Imagen obtenida de la Norma ISA 101 [40]	20
2.9. Ejemplo de pantalla diseñada de acuerdo a la norma ISA 101 - Imagen obtenida de la Norma ISA 101 [40]	21
2.10. Ejemplo de visualización no diseñada de acuerdo a la norma ISA 101	22
2.11. Ejemplo de visualización diseñada de acuerdo a la norma ISA 101	22
2.12. Ejemplo de lenguaje ST para manejo de un motor	25
2.13. Ejemplo de lenguaje SFC para manejo de un motor	26
2.14. Ejemplo de lenguaje FBD para manejo de un calentador con un lazo PID	26
2.15. Ejemplo de lenguaje LD para manejo de un motor	27
3.1. Diagrama de tramas en una red EtherCAT	33
3.2. Integración de comunicación OPC en un sistema	34
3.3. Conexión de cableado del protocolo io-link	35
4.1. Diagrama de instrumentación de un controlador en cascada	37
4.2. Modelo del pozo de bombeo con controlador simple	38
4.3. Modelo del pozo de bombeo con controlador en cascada	39

Índice de figuras

4.4. Diagrama de instrumentación de un controlador feed forward en cascada	40
4.5. Diagrama de un controlador feed forward aditivo	41
4.6. Diagrama de un controlador feed forward multiplicativo	41
4.7. Modelo de planta con controlador feedforward	42
4.8. Modelo paralelo de un PID	43
4.9. Diagrama de Bode de un PID	43
4.10. Diagrama de Bode de un PID compensado en altas frecuencias	44
4.11. Planta de estudio para sintoniación de un PID	45
4.12. Curva de reacción del proceso para un sistema de ejemplo	46
4.13. Curva de reacción del proceso con los parámetros a identificar en el método	46
4.14. Respuesta del sistema a una entrada del tipo escalón unitario para distintos valores de x	47
4.15. Diagrama de bloques de un controlador adaptativo	51
4.16. Diagrama de tiempos de un controlador MPC discreto	53
5.1. Diagrama de interacción entre bloques funcionales	56
5.2. Diagrama general del sistema	57
5.3. Diagrama de Estación de Bombeo Pantanoso	58
5.4. Diagrama de estados de la estación	60
5.5. Niveles de operación del pozo de bombeo	64
5.6. Diagrama de bloques funcionales de la simulación	66
5.7. Caudal de entrada en condiciones de lluvia	66
5.8. Bloque de simulación para la cámara de entrada	67
5.9. Bloque de simulación para el vertedero	67
5.10. Bloque de simulación para las compuertas de entrada	68
5.11. Bloque de simulación para los canales de rejas	69
5.12. Bloque de simulación para el pozo de bombeo	70
5.13. Bloque de simulación para la compuerta de bypass	70
5.14. Bloque de simulación para las compuertas de alivio	71
5.15. Curva de presión (head) en función de caudal (flow) obtenida de [1]	72
5.16. Bloque de simulación para los equipos de bombeo	73
5.17. Bloque de simulación para el controlador en Matlab	74
5.18. Bloque de simulación para la extracción de información gráfica	75
5.19. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba	76
5.20. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba	76
5.21. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	77
5.22. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos	77
5.23. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el Simulink - Funcionamiento del controlador programado en Simulink	78

5.24. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba	79
5.25. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba	79
5.26. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	80
5.27. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos . . .	80
5.28. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación	81
5.29. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba	82
5.30. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba	82
5.31. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	83
5.32. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos .	83
5.33. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación	84
5.34. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Diferencia de presión para cada bomba	85
5.35. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal impulsado por cada bomba	85
5.36. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	86
5.37. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos .	86
5.38. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el Simulink - Extracción de información gráfica en simulación	87
5.39. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba	90
5.40. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba	91
5.41. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	91
5.42. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos	92
5.43. Caso de operación normal con rejas limpias y controlador en el DCS - Funcionamiento del controlador programado en Simulink	93
5.44. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba	93
5.45. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba	94

Índice de figuras

5.46. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	94
5.47. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos	95
5.48. Caso de operación normal con rejas sucias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación	96
5.49. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba	96
5.50. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba	97
5.51. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	97
5.52. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos	98
5.53. Caso de operación bajo lluvia con rejas limpias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación	99
5.54. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Diferencia de presión para cada bomba	99
5.55. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal impulsado por cada bomba	100
5.56. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Nivel de cámara de entrada y pozo de bombeo	100
5.57. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Caudal por la línea de impulsión y por los vertederos	101
5.58. Caso de operación bajo lluvia con rejas sucias y controlador en el DCS - Extracción de información gráfica en simulación	102
5.59. Ciclo de trabajo por bomba	104
5.60. Cantidad de arranques por bomba	105
A.1. Diagrama de interacción entre bloques	112
A.2. Programa para la simulación del sistema de boyas	113
A.3. Programa para la generación de las confirmaciones de marcha para las bombas	114
A.4. Programa para la generación de los enclavamientos para los motores	114

Esta es la última página.
Compilado el viernes 17 abril, 2020.
<http://ie.fing.edu.uy/>