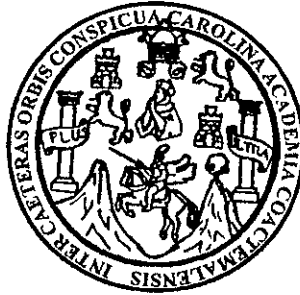


UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**AUTOMATIZACIÓN DE UNA
REFINERÍA DE AZÚCAR**

TESIS

PRESENTADA A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

JULIO ANDRES GARCÍA FLORES

PREVIO A CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO ELECTRICISTA

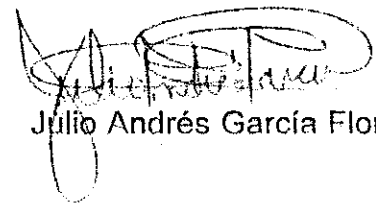
Guatemala, abril de 1999

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con lo establecido por la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de tesis titulado:

**AUTOMATIZACIÓN DE UNA REFINERÍA DE
AZÚCAR**

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Mecánica Eléctrica, con fecha 17 de mayo de 1,996.



Julio Andrés García Flores.

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

MIEMBROS DE LA JUNTA DIRECTIVA

DECANO:	Ing. Herbert René Miranda Barrios.
VOCAL PRIMERO:	Ing. José Francisco Gómez Rivera.
VOCAL SEGUNDO:	Ing. Carlos Humberto Pérez Rodríguez.
VOCAL TERCERO:	Ing. Jorge Benjamín Gutiérrez Quintana.
VOCAL CUARTO:	Ing. Dimas Alfredo Carranza Barrera.
VOCAL QUINTO:	Br. Jorge Enrique López Barrios.
SECRETARIA:	Ing. Gilda Marina Castellanos de Illescas.

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO:	Ing. Julio Ismael González Podszueck.
EXAMINADOR:	Ing. Edwin Alberto Solares Martínez.
EXAMINADOR:	Ing. Marvin Marino Hernández Fernández.
EXAMINADOR:	Ing. Miguel Angel Sánchez Guerra.
SECRETARIO:	Ing. Francisco Javier González López.

Guatemala, 24 de septiembre de 1998

Ingeniero
José Luis Herrera Gálvez.
Coordinador del área de electrotecnia.
Escuela de Ingeniería Mecánica Eléctrica.
Universidad de San Carlos de Guatemala.
Presente.

Señor coordinador:

De manera atenta envío a usted, el trabajo de tesis elaborado por el señor JULIO ANDRES GARCIA FLORES, titulado: AUTOMATIZACION DE UNA REFINERIA DE AZUCAR.

En calidad de asesor, le informo que he revisado el mencionado trabajo y me permito sugerir el mismo para su aprobación e impresión, ya que considero que reúne los requisitos establecidos para tal fin.

Por lo tanto, el autor de esta tesis y yo, como su asesor, nos hacemos responsables por el contenido y conclusiones de la misma.

Atentamente,


Ing. SERGIO ESTUARDO BARRERA URRUTIA
ASESOR



FACULTAD DE INGENIERIA

Guatemala, 28 de septiembre de 1,998

Señor Director
Ing. Roberto Urdiales Contreras
Escuela de Ingeniería Mecánica Eléctrica.

Señor Director.

Me permito dar aprobación al trabajo de tesis titulado:
Automatización de una refinería de azúcar, desarrollado por el señor Julio
Andrés García Flores, por considerar que cumple con los requisitos
establecidos para tal fin.

Sin otro particular, aprovecho la oportunidad para saludarle.

Atentamente,

ID Y ENSEÑAD A TODOS



Ing. José Luis Herrera Gálvez
Coordinador Área Electrotecnia

JLHG/sdem.



FACULTAD DE INGENIERIA

El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica Eléctrica, después de conocer el dictamen del Asesor, con el Visto Bueno del Coordinador de Area, al trabajo de tesis del estudiante Julio Andrés García Flores, titulada: Automatización de una refinería de azúcar, procede a la autorización del mismo.

Ing. Roberto Urdiales Contreras

Guatemala, 15 de octubre de 1,998.

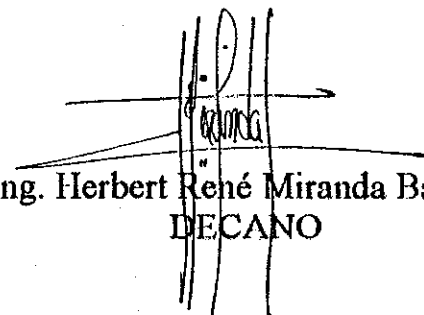




FACULTAD DE INGENIERIA

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Coordinador de la Carrera de Ingeniería Mecánica Eléctrica, al trabajo de tesis titulado: AUTOMATIZACIÓN DE UNA REFINERÍA DE AZÚCAR , presentado por el estudiante universitario JULIO ANDRÉS GARCÍA FLORES, procede a la autorización para la impresión de la misma.

IMPRÍMASE:


Ing. Herbert René Miranda Barrios
DECANO

Guatemala, 23 de marzo de 1999



ACTO QUE DEDICO A

DIOS

Ser omnipotente creador del universo.

MIS PADRES

Julio César García Martínez

María Concepción Flores de García.

Por su total apoyo y abnegación.

MI ESPOSA

Magdalena Fajardo de García.

Con todo mi amor.

MI HERMANO

César Alex García Flores.

Con amor fraternal.

MIS SOBRINOS

Con especial cariño.

MIS AMIGOS

LA FACULTAD DE INGENIERIA

LA USAC

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	VI
GLOSARIO	VII
INTRODUCCIÓN	XIII
1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE UNA REFINERÍA DE AZÚCAR	1
1.1 Alimentación de materia prima	1
1.2 Tanque de disolución de azúcar o derretido	1
1.3 Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido	2
1.4 Tanque de tratamiento de licor o de disolución de azúcar	2
1.5 Tanque preparación de carbón activado	3
1.6 Tanque preparación tierra de infusorios	3
1.7 Tanque de licor tratado	3
1.8 Filtración primaria	4
1.9 Tanque de primera filtración	4
1.10 Filtración secundaria	4
1.11 Tanque de precapa	5
1.12 Tanque de segunda filtración	5
1.13 Tanque de agua dulce caliente	5
1.14 Tachos	6
1.15 Centrífugas	7
1.16 Secadora	8
1.17 Enfriadora	8
1.18 Envasado	9

2.	NECESIDADES DE CONTROL EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR	11
2.1	Tanque disolutor de azúcar	11
2.1.1	Medidor de nivel LT	12
2.1.2	Medidor de temperatura TT	12
2.1.3	Medidor de flujo FT	12
2.1.4	Control de la alimentación de vapor al tanque	13
2.1.5	Control de la alimentación agua dulce para el tanque de disolución	13
2.1.6	Medidor de presión absoluta	13
2.2	Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido	14
2.3	Sistema tratamiento químico	15
2.3.1	Medidor de nivel LT	15
2.3.2	Medidor de flujo FT	16
2.4	Primera filtración	16
2.4.1	Medidor de nivel LT	16
2.4.2	Control flujo licor de primera filtración	17
2.4.3	Medición de presión en los filtros:	17
2.5	Tacho tipo batch	18
2.5.1	Control de vacío	18
2.5.2	Control de entrada de vapor	19
2.5.3	Control de alimentación	20
2.5.4	Control de temperatura	20
2.5.5	Control de densidad y cristalización	20
2.5.6	Limpieza del tacho	21
3.	SISTEMAS DE CONTROL AUTOMÁTICO	24
3.1	Sistemas de retroalimentación	25
3.2	Sistemas de avanzación	26

3.3	Control de dos posiciones	28
3.4	Control proporcional	30
3.5	Propiedades dinámicas de la acción proporcional	32
3.6	Acción integral	34
3.7	Aplicando la acción integral	37
3.8	Agregando la acción derivativa:	39
3.9	Elementos del sistema de control	42
3.9.1	Sensores y transmisores	43
3.9.1.1	Temperatura	43
3.9.1.2	Presión	43
3.9.1.3	Flujo	44
3.9.2	Elementos finales	44
4.	MANEJO Y CONTROL DE SEÑALES	47
4.1	Sistema de control distribuido	47
4.1.1	Componentes de un sistema de control distribuido	49
4.2	Controladores lógicos programables (PLC)	51
4.2.1	Estructura de un PLC	53
4.3	Controlador programable SLC	57
4.3.1	Archivos del procesador	57
4.3.2	Archivos del programa	58
4.3.3	Archivo de datos	59
4.3.4	Como los dispositivos externos I/O se comunican con el procesador	59
5.	ALIMENTACIÓN DE LOS SISTEMAS	60
5.1	Escalado en computadoras	60
5.2	Estructuración de la alimentación AC DC	61
5.3	Alimentación de un tachó	63
5.4	Medición de consistencia de la masa	65

5.5	Problemas causados por apagones	66
5.5.1	Causas de apagones	66
5.6	Problemas causados por fluctuaciones de voltaje	67
5.6.1	Causas de fluctuaciones de voltaje	67
5.7	Problemas causados por ruido	68
5.7.1	Causas del ruido	68
5.7.2	Soluciones para el ruido	68
5.8	Problemas causados por armónicos	69
5.8.1	Síntomas de armónicos	69
5.8.2	Causas de armónicos	69
5.8.3	Soluciones para armónicos	70
5.9	Problemas causados por transientes	70
5.9.1	Causas de transientes	70
6.	DISEÑO DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN LA AUTOMATIZACIÓN DE LA REFINERÍA	71
6.1	Estado de arranque para el tacho	71
6.1.1	Válvulas	71
6.1.2	Equipos	72
6.1.3	Levantar vacío al tacho	72
6.1.4	Alimentación de licor o jarabe	72
6.1.5	Concentración del licor o jarabe	72
6.1.6	Determinación del punto de saturación	73
6.2	Desarrollo de una templa en refinería	73
6.3	Secuencia de paradas por falla en equipos refinería de Azúcar	74
6.4	Ciclo de cristalización	77

7. DISEÑO ELÉCTRICO DE UNA REFINERÍA DE AZÚCAR	85
CONCLUSIONES	101
RECOMENDACIONES	102
BIBLIOGRAFÍA	103

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

No.	Descripción	Pag.
1	Diagrama de flujo de una refinera de azúcar	10
2	Tanque disolutor de azúcar	11
3	Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido	14
4	Sistema de tratamiento químico	15
5	Primera filtración	16
6	Tacho tipo batch	18
7	El control con retroalimentación utiliza la medición De la variable controlada	26
8	El control con avanzación utiliza mediciones de las Variables de carga	27
9	La respuesta de dos posiciones es el tipo mas simple De control con realimentación	28
10	La acción proporcional relaciona la variación de la Salida con la variación del error	31
11	Relación entre error y salida para distintas bandas Proporcionales y acciones	33
12	La acción integral mejora la respuesta de control	36
13	La acción derivativa responde a la velocidad de variación	40
14	Esquema de un DCS	51

15	Estructura de un PLC	54
16	Interpretación de un PLC	56
17	Estructuración de la alimentación AC/DC	62
18	Alimentación de un tacho	63
19	Figura de consistencia de la masa	65
20	Diagrama unifilar del ingenio	87
21	Diagrama unifilar de la refinería de azúcar	100

TABLAS

No.	Descripción	Pag.
I	Centro de control de motores: A	89
II	Centro de control de motores: B	90
III	Centro de control de motores: C	91
IV	Centro de control de motores: D	92
V	Centro de control de motores: A	94
VI	Centro de control de motores: B	95
VII	Centro de control de motores: C	96
VIII	Centro de control de motores: D	97

GLOSARIO

Acción derivativa	El controlador ejecuta una acción correctiva que es proporcional a la velocidad con la que cambia la medición sobre la que trabaja.
Acción integral	El controlador ejerce una acción correctiva en su salida, proporcional a la integral del error en el tiempo, buscando que el error final llegue a cero.
Acción proporcional	El controlador efectúa solamente una multiplicación del error por un factor fijo y sobre la base de eso, efectúa una corrección en su salida.
Armónicos	Magnitud sinusoidal de frecuencia múltiple de la frecuencia fundamental de la corriente o de la tensión.
Avanacción	Los sistemas con avanacción, la señal de control se genera a partir de valores basados en las distintas variables de carga, a medida que éstas van afectando el proceso.
Banda muerta	El rango en que la entrada puede ser variada, sin que se inicie una respuesta observable en la salida.

Brix	El brix de una solución de Sacarosa, es el porcentaje por peso del azúcar puro, disuelto en la misma.
Cascada	El elemento controlador, suministra un punto de ajuste para una siguiente variable, y éste a la vez induce una nueva respuesta, para retroalimentar nuevamente al elemento controlador y genera un nuevo ajuste.
Consistencia	Propiedad que presenta un fluido de resistir los cambios permanentes en su forma, al someterse a un esfuerzo de cortadura.
Control	Galicismo por verificación, regulación o gobierno.
Controlador	Instrumento que compara la variable controlada con un valor deseado, y ejerce automáticamente una acción de corrección de acuerdo con la desviación.
Cristalización	Concentración del jugo clarificado.
Densidad	Es la masa por unidad de volumen, expresada en gramos por mililitro (g/ml).

Elemento final	Recibe la señal del controlador y modifica el caudal del fluido o agente de control. La válvula de control es el elemento final típico.
Elemento primario	Convierte la energía de la variable medida, en una forma adecuada para la medida.
Error	Diferencia entre la indicación de una medición y el valor ideal.
Exactitud	Es el grado de conformidad que manifiesta un valor indicado por una medición, con el valor que se reconoce como aceptable o ideal, y que como tal tiene un mínimo de error.
Licor de primera filtración	Licor proveniente de la primera etapa de filtración.
Licor derretido	Licor resultante de la solubilización de la azúcar húmeda de fábrica.
Licor final	Licor proveniente de la segunda etapa de filtración y que alimenta los tachos.
Linearidad	El acercamiento de una curva a una línea recta.
Masa cocida	La mezcla descargada de azúcar y licor madre.

Meladura	Es el jugo concentrado procedente de los evaporadores.
PLC	Controlador Lógico Programable, es un aparato digital electrónico con una memoria programable funcionamiento de instrucciones, permitiendo la implementación de funciones específicas como: secuencias temporizado, conteo, etc., con el objeto de con el objeto de controlar máquinas y procesos.
Precapa	Capa de tierra de infusorios que se forma al inicio de la filtración.
Proceso	Desde el punto de vista de Control, un proceso se identifica como teniendo una o más variables asociadas con el mismo cuyos valores resulta importante conocer y controlar.
Ruido	Cualquier perturbación eléctrica o señal accidental no deseadas que modifican la transmisión, indicación o registro de los datos deseados.
Señal	Es el medio por el cual se transmite información entre un emisor y un receptor, que es capaz de interpretar el mismo código.

Sistema de control distribuido

Centraliza los mandos en un panel de control, monitoreado por sistema computarizado para obtener información en línea, sobre la planta o equipo a controlar, el cual además de control genera datos y tendencias estadísticas del proceso.

Tacho

Pailas o calderas grandes en las que se efectúa la cocción de la meladura para espesarlo y facilitar la cristalización de azúcar.

Templa

Cada carga de masa cocida de un tacho.

Tierra de infusorios

Material mineral, que sirve como filtro ayuda.

Transductor

Recibe una señal de entrada, función de una o más cantidades físicas y la convierte modificada o no a una señal de salida.

Transmisor

Capta la variable de proceso a través del elemento primario y la convierte a una señal de transmisión estándar.

Vacío

Espacio sin materia, espacio en el cual el aire u otro gas se hallan enrarecidos a presiones muy inferiores a la atmosférica.

INTRODUCCIÓN

Los procesos industriales exigen control en la fabricación de los diversos productos obtenidos. En todos los procesos es absolutamente necesario controlar y mantener constantes algunas magnitudes, tales como la presión, el flujo, el nivel, la temperatura, etc. Los instrumentos de medición y control permiten el mantenimiento y la regulación de éstas constantes en condiciones más idóneas que las que el propio operador podría realizar.

En los inicios de la era industrial, el operario llevaba a cabo un control manual de estas variables utilizando sólo instrumentos simples, como manómetros, termómetros, válvulas manuales, etc., control que era suficiente por la relativa simplicidad de los procesos. Sin embargo, la gradual complejidad con que éstos se han ido desarrollando ha exigido su automatización progresiva, por medio de los instrumentos de medición y control.

La finalidad de este trabajo de tesis es la automatización de la refinería de azúcar, ésto favorece un proceso mucho más estable, lo cual se vería reflejado en un producto de mejor calidad. La calidad es esencial para sobrevivir en este mundo de globalización y libre mercado.

1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE UNA REFINERÍA DE AZÚCAR

El objetivo de este capítulo es describir detalladamente la operación de una refinería de azúcar.

1.1 Alimentación de materia prima

De la batería de centrífugas de primera de fabricación, tres de ellas son exclusivas para producir el azúcar húmeda para refinería, debido a que a éstas se le incrementan los tiempos en los lavados. La azúcar obtenida es transportada por un gusano sinfín, de ahí va a dar a un elevador de cangilones y a otro gusano sinfín que lo traslada a un tanque de disolución o derretido. (En este caso se le adiciona un determinado volumen de agua caliente al gusano, directamente).

1.2 Tanque de disolución de azúcar o derretido

La etapa anterior en la cual el diluyente es aplicado al azúcar en el gusano sinfín (Agua caliente proveniente del tanque de agua de condensados de tachos y de enjuagues de filtros), la línea de dicho diluyente es de 4" de diámetro. También puede aplicarse agua caliente con una válvula automática regulada manual directamente al tanque de la misma línea, si es necesario, ya que la alimentación de azúcar en un tiempo dado puede ser incrementada.

El tanque tiene movimiento de agitación eléctrica por propela y vapor tipo serpentín en el fondo de 10 psi. La disolución es producida a una concentración de 34-35 °Be a 180-190 °F.

1.3 Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido

Este tanque funciona como depósito recolector, que se llena por gravedad; previo a ello la disolución proveniente del tanque disolutor es colado por una zaranda vibratoria donde se quedan todas las impurezas sólidas o materia sin diluir.

De este tanque es bombeado al tanque de tratamiento, este tanque tiene retorno (recircula, si es necesario), también posee un rebalse, y éste va a dar a otro tanque llamado "perol", éste es un receptor de rebalses del tanque pulmón, los cuales son bombeados a los clarificadores y evaporadores de fabricación.

1.4 Tanque de tratamiento de licor o de disolución de azúcar

A este tanque viene la disolución del tanque "pulmón", donde se le aplica un flujo regulado de carbón activado preparado, el cual tiene movimiento de agitación eléctrica por propela.

A este tanque también se le adiciona jarabe del tanque disolutor de terrones, con una concentración de 70 °Be. Este tanque de tratamiento tiene una retención de 30 minutos, para mejor mezcla del carbón-disolución de azúcar o licor.

1.5 Tanque preparación de carbón activado

Es un equipo en donde se diluye el carbón activado sólido o cristalizado con agua caliente o agua dulce, donde a través de un tanque receptor se vacía el carbón activado y agua dulce, el cual es trasladado por una bomba. Este tanque tiene una capacidad volumétrica de 402 pies cúbicos aproximadamente, aplicando una dosis de una bolsa de 44 lbs. por pie cúbico, a veces se usan dos bolsas, dependiendo de la calidad de azúcar que envía fábrica. El objetivo de ésta preparación es obtener por medio de efecto físico-químico un buen filtrado y por intercambio iónico una mejor calidad en el color. Se transporta por bombeo al tanque de carbón tratado.

1.6 Tanque preparación tierra de infusorios

Este es un equipo destinado para disolver las tierras de infusorios, donde se dosifica de 2 a 3 bolsas de 50 lbs. c/u, teniendo una capacidad volumétrica de 329.71 pies cúbicos (2466 galones), utilizando como diluyente licor de segunda filtración o agua dulce; teniendo por objeto dicho tanque el diluir tierra de infusorios para ser dosificado posteriormente al tanque de licor tratado.

1.7 Tanque de licor tratado

En ésta parte es en dónde se complementa el tratamiento de licor útil para las siguientes etapas del procesamiento del refinado de azúcar, éstos tienen una capacidad de 313.18 pies cúbicos (2342 galones), este tanque es un colector del licor transferido por rebalse del tanque de tratamiento.

En estas etapas del tratado de licor, también se le aplica un flujo de tierra filtrante o de infusorios, proveniente del tanque preparación tierra de infusorios,

siendo transportado por bombeo a la etapa de filtros de primera filtración.

1.8 Filtración primaria

En esta etapa se realiza la primera filtración del licor tratado: donde lo ideal es trabajar en paralelo: dos filtros de 22 placas c/u, los cuales tienen telas de acero inoxidable con marco recolector del licor filtrado, a la vez tiene un forro de malla de polipropileno, entre el cual se forma la precapa de tierra de infusorios. El objetivo de estas es atrapar el carbón activado y las impurezas sólidas insolubles. Estos filtros tienen una capacidad operacional de trabajar a 75 psi y 200 °F, cuando uno de estos equipos está trabajando arriba de 60 psi, se saca de línea para darle su limpieza y mantener la filtración del licor eficiente, luego el licor filtrado se transfiere por gravedad al tanque de primera filtración.

1.9 Tanque de primera filtración

Este equipo es un colector de licor de la primera filtración con una capacidad volumétrica aproximada de 138.41 pies cúbicos (1035 galones), donde el flujo de licor es transferido por bombeo a filtros de segunda filtración.

1.10 Filtración secundaria

El objetivo principal de este equipo es clarificar al máximo el licor de la primera filtración (trampas), también tienen las mismas características operacionales de 75 psi y 200 °F, con la diferencia que no trabajan en paralelo, si no que lo hacen individuales, puesto que para ésta función sólo son dos filtros (uno trabaja y el otro en reserva), estando los mismos equipados igual que los filtros de primera filtración. El licor claro resultante de ésta filtración, también es

retornado por gravedad al tanque de segunda filtración o claro.

1.11 Tanque de precapa

En este equipo es donde se realizan las preparaciones de la tierra filtrante de infusorios, que utilizan los filtros de primera y segunda filtración según la necesidad de renovar la precapa de las placas.

La dosis de aplicación son dos bolsas de 50 lbs. por tanque. El cual tiene una capacidad volumétrica de 139.78 pies cúbicos (1046 galones), que por bombeo es trasladado a tanques de licor claro en tachos de refinería.

1.12 Tanque de segunda filtración

Este equipo es colector de licor de la segunda filtración o licor claro, teniendo una capacidad volumétrica de 141.96 pies cúbicos (1061 galones), que por bombeo es trasladado a tanques de licor claro en tachos de refinería.

1.13 Tanque de agua dulce caliente

De acuerdo al diagrama de flujo de condensados, éste es un equipo colector de depósitos de los condensados generales de evaporadores y tachos de fabricación, así como los condensados de tachos de refinería.

Este alimenta por bombeo al tanque de derretido, a los filtros de refinería, a centrifugas de refinería, al tanque de carbón activado, como retornos a condensados de agua dulce.

1.14 Tachos

En esta sección se lleva un riguroso ciclo de proceso de elaboración de templeas o masa cocidas. Se elaboran cuatro clases de masas cocidas o templeas: de primera (A), de segunda (B), terceras (C), cuartas (D).

Se efectúa el siguiente procedimiento de fabricación: de dos de primera para 1 segunda y otras dos primeras para una segunda, y de las dos segundas para 1 tercera. Se repite el ciclo hasta obtener dos terceras para elaborar una cuarta; haciendo un total en el ciclo completo de ocho primeras, cuatro segundas, dos terceras y una cuarta. Las masas cocidas se alimentan de núcleo o semilla y sus cristalizaciones son para elaboraciones directas.

Para primeras (A), tres libras de núcleo o semilla, por un estimado de 450 pies de licor claro, el ensemillamiento se efectúa en el momento que la concentración pasa de saturación a sobresaturación; trabajan a 140-150 °F, tiene líneas de vapor de 10 y 20 psi, normalmente trabajan con 10 psi y 24" de vacío.

Cuando surge o brota cristal (grano), se realiza el primer rompimiento (ceba, separación o apriete) con agua caliente o licor claro (se efectúan dos aprietes por intervalos separados), se cierra o se deja de alimentar agua caliente y se continua la alimentación con licor claro (alimentación continua hasta un volumen de 1000-1200 pies cúbicos, a una concentración de 87-90 °Be).

Para las otras cristalizaciones de segunda (B), de terceras (C) y de cuarta (D), se siguen las mismas especificaciones operacionales del tacho, sólo con las siguientes variantes de proceso:

De segunda (B):

Base: Jarabe (A)
Núcleo: 3 libras
Rompimiento o apriete: 2 (con agua caliente y jarabe (A) y Alimentación con jarabe (A) al mismo volumen y concentración)

De tercera (C):

Base: Jarabe (B)
Núcleo: 3 libras
Rompimiento o apriete: De 2 o 3 según necesidad, alimentación con jarabe (B), al mismo volumen y concentración.

De cuarta (D):

Base: Jarabe (C)
Núcleo: 3 libras
Rompimiento o apriete: 3 y alimentación con jarabe (C) al mismo volumen y concentración, y la purga de ésta masa es transportada al tanque de meladura para tachos de fabricación.

1.15 Centrifugas

De los tachos de refinería las templeas se envían a las centrifugas, existiendo un control de purgas de acuerdo al ciclo de elaboración de las mismas en tachos, lógicamente los restos en el fondo se mezclan un poco.

El agua útil para los lavados es de condensados de tachos de refinería. A

continuación se dan las siguientes secuencias de operación de purgas.

TIPO MASA	PRELAVADO	ROMPIMIENTO CENTRIFUGADO	PRIMER LAVADO	ULTIMA PURGA O SECADO
"A"	4 SEG.	20 SEG.	11 SEG.	60 SEG.
"B"	4 SEG.	20 SEG.	13 SEG.	60 SEG.
"C"	4 SEG.	20 SEG.	15 SEG.	60 SEG.
"D"	4 SEG.	20 – 30 SEG.	18 SEG.	60 SEG.

1.16 Secadora

Equipo que utiliza vapor de la línea de 200 psi, además tiene línea de vapor de escape de 20 psi, 180-250 °F, además posee un ventilador con su radiador.

El grano húmedo circula por rotación, secado por separación caliente, producido por ventilación, y el vapor por succión, donde el polvillo se separa del cristal seco, el cual pasa hacia una faja que va a la enfriadora, previa separación de terrones por medio de una zaranda, que van a dar al tanque disolutor de terrones y el azúcar seco a la enfriadora, transportándose por elevador a tolvas receptoras para envasado.

1.17 Enfriadora

Sistema similar al de la secadora con excepción que no se usa ninguna línea de vapor, teniendo solo ventilación y radiador que separa todo el polvillo que trae de la secadora y propio al equipo aerador, donde se aplica agua

caliente, y la disolución pasa al tanque disolutor de terrones.

El cristal seco y enfriado es transportado por rotación a una faja de hule que lleva los cristales a una zaranda que clasifica la homogeneidad del cristal y separación de los terrones; donde el azúcar seco es transportado por elevador de cangilones y faja de hule a tolvas receptoras para envasado; y los terrones son transportados por gusano sinfín al tanque disolutor de terrones.

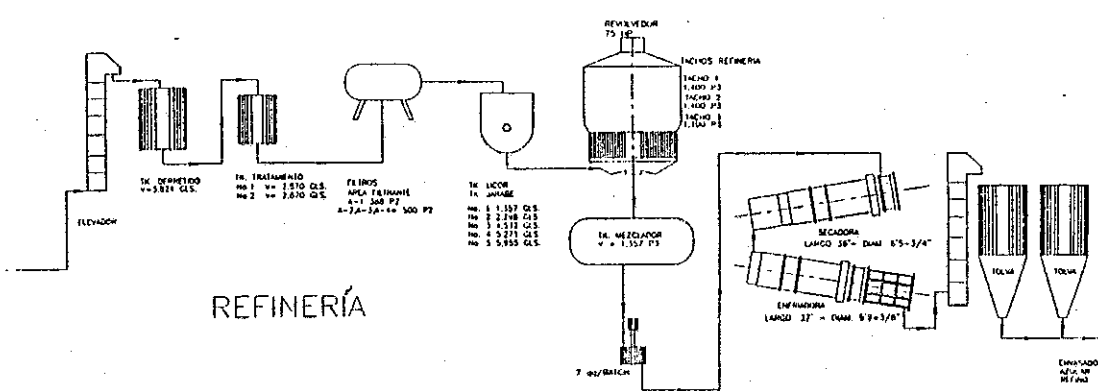
1.18 Envasado

En esta área destinada para envasar el producto final se cuenta con el siguiente equipo de clasificación:

- 4 tolvas depósito-receptoras que están diseñadas en serie y funcionan interdependientes.
- 1 tolva exclusiva, que es la que se utiliza para envase directo, ésta tolva recibe directamente la alimentación por un gusano sinfín y un elevador de cangilones. Únicamente se envasa el azúcar de primera y segunda. Las otras tres tolvas receptoras están diseñadas para guardar azúcar de primera, segunda, tercera y cuarta, independientemente donde uno de cada extremo deposita azúcar de tercera o cuarta; estas separaciones son para realizar mezclas y homogenizar y estandarizar la calidad en el color.

A continuación se muestra un diagrama de flujo de una refinería de azúcar:

Figura 1: Diagrama de flujo de una refinera de azúcar



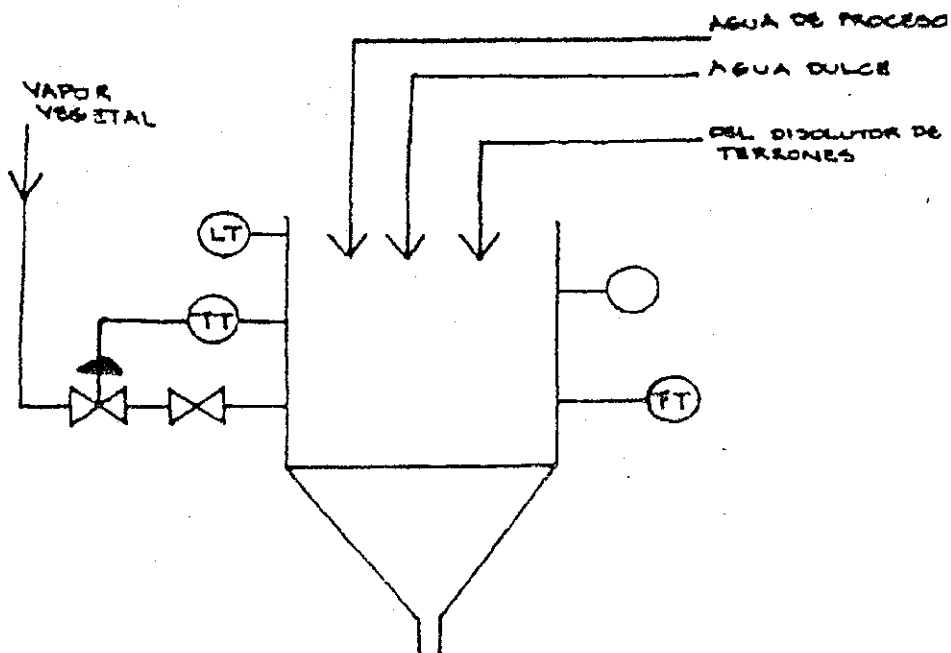
Fuente: Elaboración propia

2. NECESIDADES DE CONTROL EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR

Este capítulo, trata de las necesidades de control de cada una de las partes que conforman una refinería de azúcar con el fin de comprender mejor las necesidades de control de cada equipo, para esto nos ayudara el siguiente diagrama de una refinería de azúcar.

2.1 Tanque disolutor de azúcar

Figura 2: Tanque disolutor de azúcar



Fuente: Elaboración propia

2.1.1 Medidor de nivel LT

Se recomienda un sensor de nivel tipo ultrasónico, ya que la densidad del jarabe varía, según las condiciones en que entra el producto a fábrica (calidad de caña). Se escogería este tipo de medidor debido a su operacionalidad, éste puede trabajar con nivel, espacio, nivel diferencial, total de volumen bombeado. Su alimentación es de 100/115/200/230 V, 50/60 Hz, 15 VA. Con un rango de temperatura de -40 °C a 145 °C. En su salida posee Relés, que son asignables como alarmas, mando de bombas, pruebas a tiempo o flujo, banda muerta ajustable. Las alarmas son programadas para el nivel, proporción de cambio de nivel diferencial, pérdida de eco y temperatura. Este tiene un rango de funcionamiento de 0.3 metros a 15 metros de altura.

2.1.2 Medidor de temperatura TT

Se usara como elemento primario una termocopla de tipo K, que es el standard utilizado en el Ingenio, y como transmisor se recomienda: Un transmisor con una salida de 4 - 20 mA, con un rango de 32 - 212 °F y una alimentación de 24 VDC. Este va a servir para controlar la Temperatura del vapor que sirve para derretir el azúcar, cuya temperatura es de 150 - 180 °F. La señal de este transmisor va a ser enviada al sistema de control, para trabajar en forma conjunta con una válvula de control, que regula el flujo de vapor al tanque.

2.1.3 Medidor de flujo FT

A la salida del tanque de disolución se recomienda instalar un medidor de flujo másico del tipo COROLOIS, para llevar un balance de masa del proceso de refinación, además éste proporciona datos del flujo volumétrico,

densidad, temperatura y viscosidad del jarabe. Este posee una salida de 4 - 20 mA, con un rango de 0 -100 plg de agua, una alimentación de 24 VDC. Con un temperatura máxima de 200 °F, trabaja con una densidad específica entre 1.31 y 1.34, su presión de entrada es de 60 PSIG.

2.1.4 Control de la alimentación de vapor al tanque

Acá se necesita una válvula automática, que regule el flujo de vapor hacia el tanque, según las condiciones de temperatura en el mismo. Se utilizaría una válvula con un posicionador electrónico de 4 - 20 mA, con una acción de aire abre, 20mA abre, siendo del tipo de Globo, ya que el fluido a controlar es Vapor de agua a una temperatura de 230 °F.

2.1.5 Control de la alimentación agua dulce para el tanque de disolución

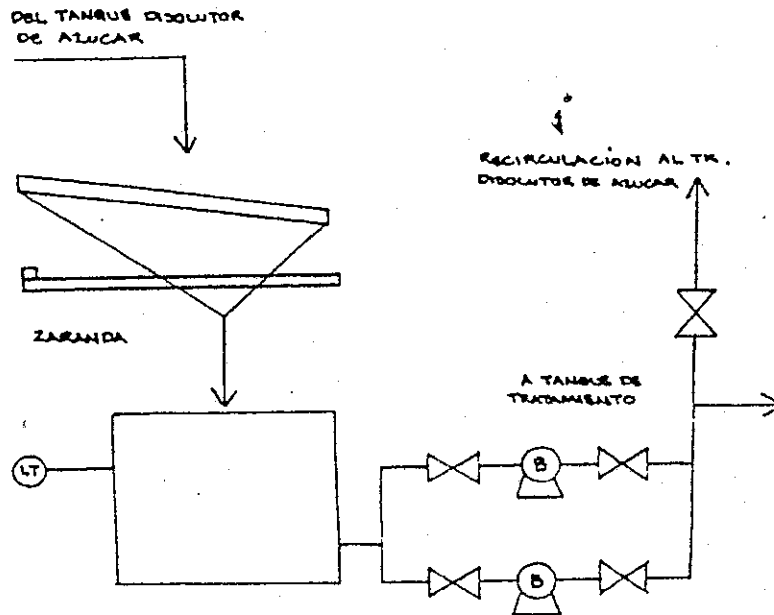
En este punto también es necesario la instalación de una válvula automática del tipo globo, con un actuador neumático, cuyo posicionador es electrónico de 4 - 20 mA, con una acción de Aire abre, 20 mA abierto. Esta válvula va a trabajar en estrecha relación con el transmisor de nivel, regulando la entrada de agua al tanque, según las necesidades que se presenten.

2.1.6 Medidor de presión absoluta

Acá se utilizara un transmisor inteligente con una salida de 4 - 20 mA, y un rango de 0 - 15 PSIA. Su alimentación es de 24 VDC. Ésto con la finalidad de estar monitoreando la presión presente en el tanque, y así poder estar regulando la entrada de flujo de vapor al mismo.

2.2 Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido

Figura 3: Tanque pulmón de disolución de azúcar o derretido

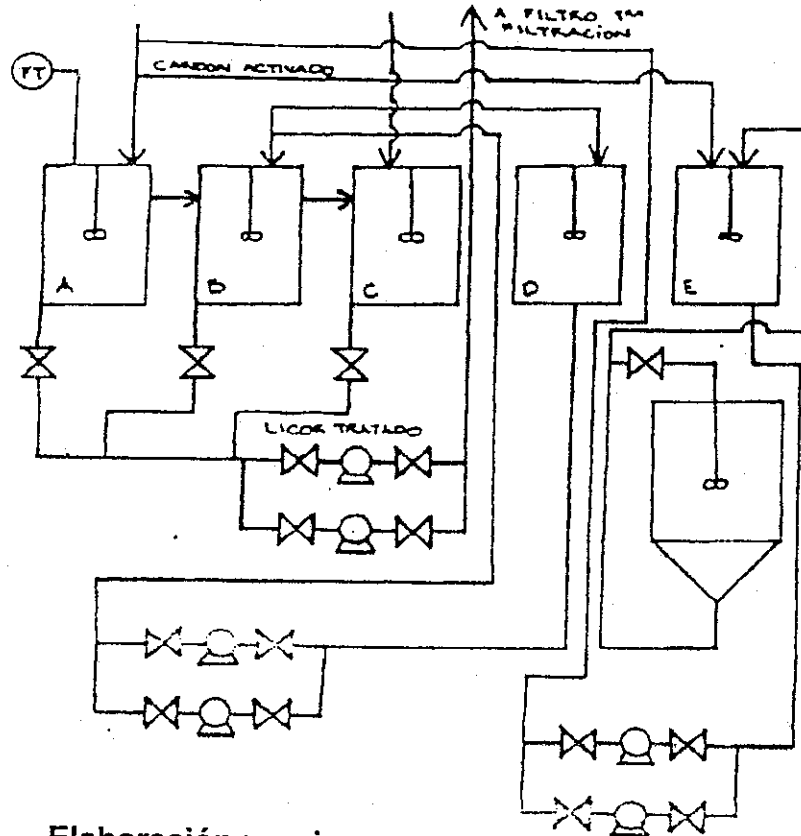


Fuente: Elaboración propia

En este punto, únicamente tendríamos medición de nivel en el tanque, por lo que se utilizaría un sensor de nivel del tipo ultrasónico, con las mismas características al utilizarse en el tanque de disolución.

2.3 Sistema tratamiento químico

Figura 4: Sistema tratamiento químico



Fuente: Elaboración propia

2.3.1 Medidor de nivel LT

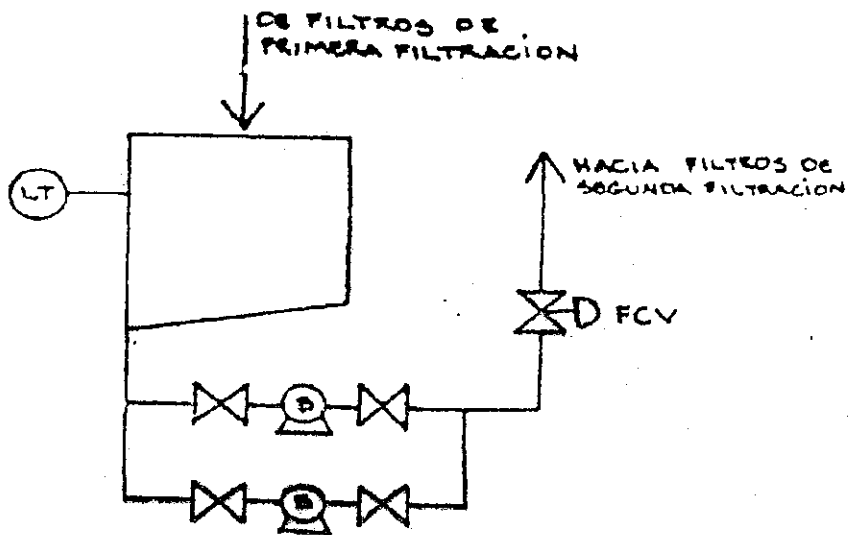
En este punto se colocan medidores de nivel ultrasónicos, en el tanque de tratamiento, en el tanque de licor tratado, así como en el tanque filtro ayuda, en el tanque carbón, también se colocaría en el tanque de preparación de carbón. Esto con la finalidad de mantener en óptimas condiciones los diferentes niveles en los tanques, se estaría utilizando el equipo con las mismas características ya descritas anteriormente.

2.3.2 Medidor de flujo FT

Este se estaría colocando a la entrada del tanque de tratamiento, cuya función sería medir el flujo de licor sin tratar que viene del tanque disolutor de azúcar. Se estaría colocando un medidor de flujo del tipo COROLOIS, debido a las características descritas anteriormente.

2.4 Primera filtración

Figura 5: Primera filtración



Fuente: Elaboración propia

2.4.1 Medidor de nivel LT

Se coloca un sensor de nivel ultrasónico en el tanque de primera filtración, con las características ya descritas.

2.4.2 Control flujo licor de 1ra. filtración

Acá se colocara una válvula automática del tipo mariposa, con actuador neumático, además con posicionador electrónico de 4 - 20 mA, el fluido a controlar es meladura con una densidad de 1.35. Su acción será aire abre, 20 mA abierta.

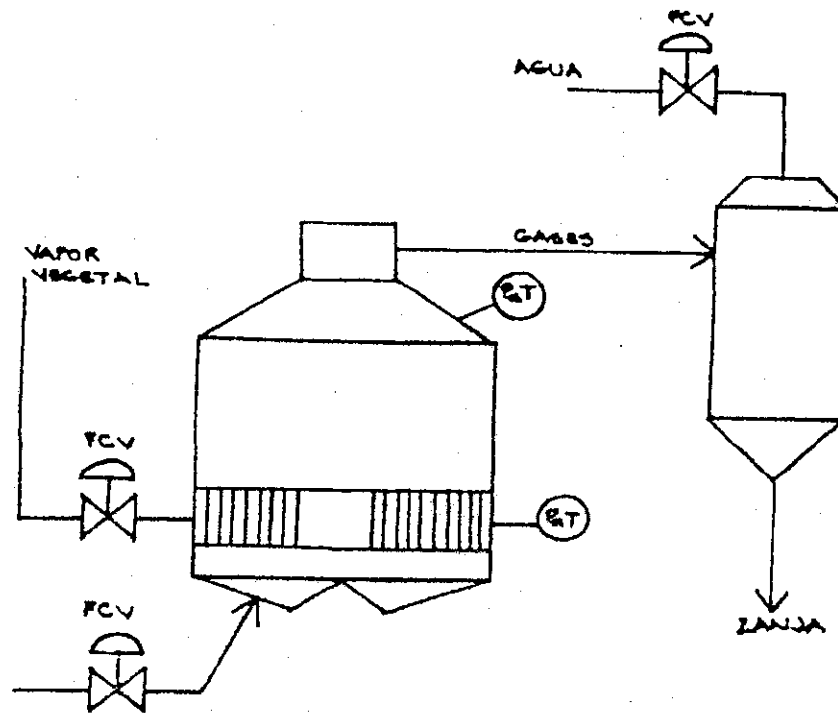
2.4.3 Medición de presión en los filtros

Acá para poder determinar si los filtros se encuentran en buenas condiciones de operación (no están sucios), se hará uso del siguiente equipo de control: transmisor inteligente de presión manométrica con sello de diafragma incluido, este equipo posee las siguientes características:

Salida:	4 -20 mA
Rango:	0 - 100 PSIG
Suministro:	24 VDC
Temperatura máxima:	180 °F

2.5 Tacho tipo batch

Figura 6: Tacho tipo batch



Fuente: Elaboración propia

A continuación se detalla el tipo de instrumentación necesaria para el control de la cristalización y operación de un tacho tipo batch:

2.5.1 Control de vacío

El vacío en el tacho se produce a través de una bomba de vacío que extrae los gases incondensables del cuerpo del tacho y del condensador barométrico. Los controles necesarios se presentan a continuación:

- Transmisor de presión, rango de 0 - 25 psia, cuyo objetivo es medir la presión.
- Mando de arranque automático para motor, cuyo objetivo es arrancar la bomba de vacío.
- Válvula automática de salida de la bomba, tipo ON/OFF
- Manómetro tipo reloj, 0 - 14.5 psia, cuya finalidad es tener el control del vacío en la salida de la bomba.
- Válvula de control automático para succión de agua hacia el condensador, ésta es para llevar control del vacío en el tacho.
- Válvula de control automático para control de agua hacia la bomba, la finalidad de ésta es tener control de agua de sello para la bomba.
- Válvula ON/OFF, para romper vacío al tacho, el objetivo de ésta es romper vacío al tacho.

2.5.2 Control de entrada de vapor

El vapor en el tacho se alimenta a través de válvulas hacia la calandria del tacho, y se controla por la medición del flujo de los condensados en la salida del sifóno el tanque de sello de los mismos, para el control de esta se necesita el siguiente equipo:

- Transmisor de presión, rango de 14.50 - 25.00 psia, el objetivo es medir la presión.
- Manómetro tipo reloj, rango de 14.50 - 25.00 psia, su finalidad es controlar la presión de vapor en la calandria.
- Válvula de control automático para ingreso de vapor, su objetivo es el control de vapor en el tacho.
- Medidor de flujo para condensados, en la salida del sifón.
- Válvula automática de salida gases incondensables, tipo ON/OFF.

2.5.3 Control de alimentación

El nivel del producto en el cuerpo del tacho es muy importante debido a que es el parámetro de alimentación del tacho y además es necesario para saber las diferentes alturas (volumen), del producto en las diferentes etapas, tales como lo son la cristalización, el desarrollo, y el punto final. Para ello es necesario el siguiente equipo:

- Transmisor de nivel del tipo ultrasónico, cuyas características ya se describieron con anterioridad.
- Válvula de control automático para alimentación del jarabe.
- Válvula de descarga del tacho tipo ON/OFF.

2.5.4 Control de temperatura

La temperatura se controla en dos puntos importantes, la masa cerca de la pared del tacho que es la referencia de operación del tacho (para el operador de tachos), y la temperatura real de la masa, que se toma en la entrada al tubo central del tacho, el equipo siguiente es el necesario:

- Dos (2) transmisores de temperatura, rango de 0 - 250 °F, cuyo objetivo es medir la temperatura de la masa en el tacho.
- Dos (2) termocoplas para señal de los transmisores de temperatura.

2.5.5 Control de densidad y cristalización

La densidad del producto y el control del punto de cristalización debe tener los siguientes instrumentos:

- Refractómetro digital o Medidor de densidad Nuclear, la finalidad de éste es medir la densidad del producto.
- Amperímetro Digital, para controlar la carga eléctrica del revoledor del tacho.
- Válvula ON/OFF, para la alimentación de la semilla al tacho, para lograr la cristalización.
- Válvula ON/OFF para limpieza conducto de alimentación de semilla, su finalidad es mantener limpio el conducto de alimentación
- Válvula de control automático para entrada agua caliente, esto con la finalidad de controlar la densidad y punto de saturación.
- Válvula de control automático para entrada de agua fría, también con la finalidad de controlar la densidad y punto de saturación.

2.5.6 Limpieza del tacho

Existen varios puntos importantes para la limpieza del tacho, tanto en el ámbito general, como dentro de las etapas del proceso. Los controles sugeridos son los siguientes:

- Válvula ON/OFF escoba cuerpo del tacho, cuyo objetivo es la limpieza del cuerpo.
- Válvula ON/OFF limpieza lucetas, control de nivel.
- Válvula ON/OFF limpieza medidor de densidad.

Además en refinería estaríamos haciendo uso de equipo adicional para llevar un mejor control de los parámetros de operación, tal como sería el caso con el siguiente equipo:

- **Medición de flujo de vapor a refinería:** estaríamos utilizando un transmisor

transmisor inteligente de presión diferencial, con las siguientes características:

Salida:	4 - 20 mA
Rango:	0 - 100 plg
Suministro:	24 VDC
Fluido:	Vapor agua, 120 °F

- **Medición flujo derretido refinería:** se estaría utilizando un transmisor inteligente de Flujo Másico con las siguientes características:

Salida:	4 - 20 mA
Rango:	0 - 100 plg agua
Suministro:	24 VDC
Temperatura máxima:	200 °F
Flujo normal:	1000 lbs/min
Flujo máximo:	1500 lbs/min
Densidad específica:	entre 1.31 y 1.34
Presión entrada:	aprox. 60 PSIG

Con capacidad para poder transmitir temperatura, densidad flujo volumétrico, y flujo másico simultáneamente. Similar al sensor tipo corolis.

- **Medición flujo de agua dulce hacia refinería:** Se estaría utilizando un transmisor Electrónico de Flujo, con las siguientes características:

Salida:	4 - 20 mA
Rango:	0 - 100 GPM

Suministro: 24 VDC
Temperatura 200 °F
Tipo TURBINA para tubería de 2 plg de diámetro.

3. SISTEMAS DE CONTROL AUTOMÁTICO

Cualquier estudio de control de procesos debe comenzarse investigando cuál es el concepto de "proceso". Desde el punto de vista de la producción, se considera que un proceso es un lugar donde se juntan materiales y, la mayoría de las veces, energía para producir un producto deseado. Desde el punto de vista del control, el significado es más específico. Un proceso se identifica teniendo una o más variables asociadas con el mismo cuyos valores resulta importante conocer y controlar.

Todas las variables que afectan una variable controlada, menos la que está siendo manipulada, se define como cargas. Tanto las cargas como la variable manipulada pueden afectar una variable controlada sea del lado de alimentación o del lado de demanda del proceso.

La relación entre las variables controladas, manipuladas y de carga define la necesidad de un control del proceso. La variable manipulada y las distintas variables de carga pueden aumentar o disminuir la variable controlada según el diseño del proceso. Las variaciones de la variable controlada reflejan el balance entre las cargas y la variable manipulada.

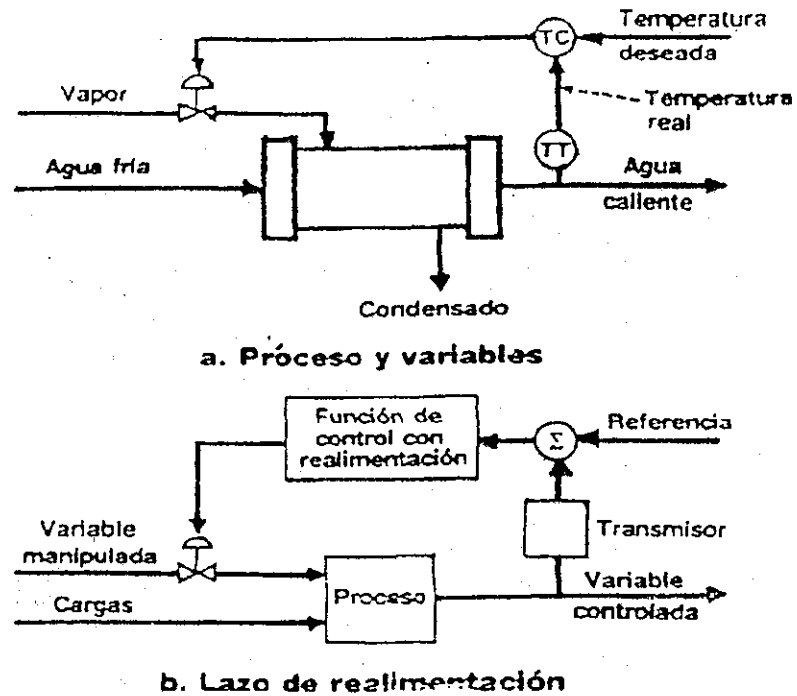
Por lo general, el problema de control es el de determinar el único valor de la variable manipulada que establece un equilibrio entre todas las influencias sobre la variable controlada y mantener estacionaria la variable en el valor deseado. Otros factores tales como velocidad de respuesta, forma de respuesta, e interfase de operador son también importantes en el diseño de sistemas de control.

El problema de control puede ser resuelto sólo de dos maneras, cada una correspondiente a una filosofía básica de diseño de sistemas de control. Los sistemas con **retroalimentación** generan la señal de control en base a la diferencia entre los valores de medición real y de referencia. En los sistemas de **avanación**, la señal de control se genera a partir de valores basados en las distintas variables de carga a medida que éstas van afectando el proceso.

3.1 Sistemas con retroalimentación

Los sistemas con retroalimentación son más comunes que los con avanación. La estructura de un lazo de retroalimentación se muestra en la figura #3.1 Aquí, el valor de la variable controlada responde al efecto neto de las cargas y la variable manipulada. Un sensor/transmisor mide el valor actual de la variable controlada y envía una señal al controlador con retroalimentación donde la señal es comparada (mediante sustracción) con un valor de referencia. La función de control en el controlador genera una señal que posiciona una válvula en base al signo y magnitud de la diferencia entre los valores de medición y de referencia o ajuste.

Figura 7: El control con retroalimentación utiliza la medición de la variable controlada



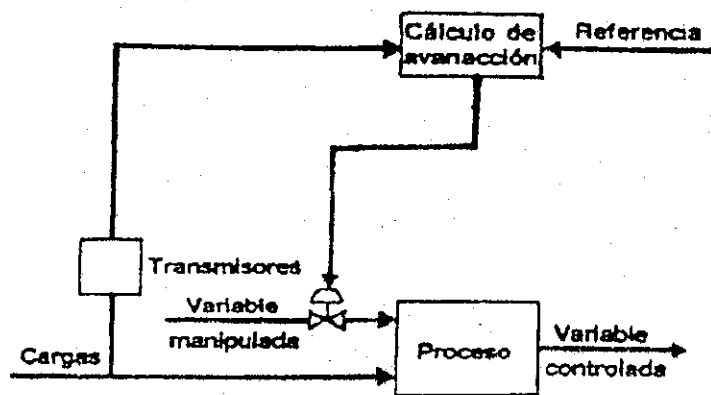
Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

3.2 Sistemas con avanación

Mientras el control con retroalimentación es reactivo por naturaleza y responde al efecto de una perturbación, los esquemas con avanación responden directamente a las perturbaciones y, por lo tanto, ofrecen un control mejorado. El diagrama en bloques de un esquema de avanación se muestra en la figura #3.2. Los transmisores miden los valores de las variables de carga, y una unidad de cálculo computa la señal correcta de control para el valor de

referencia y las condiciones de carga existentes. De esta manera, los cambios en las condiciones no provocan un cambio directo de la señal de control sin esperar que se modifique la variable controlada.

Figura 8: El control con avanzación utiliza mediciones de las variables de carga



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

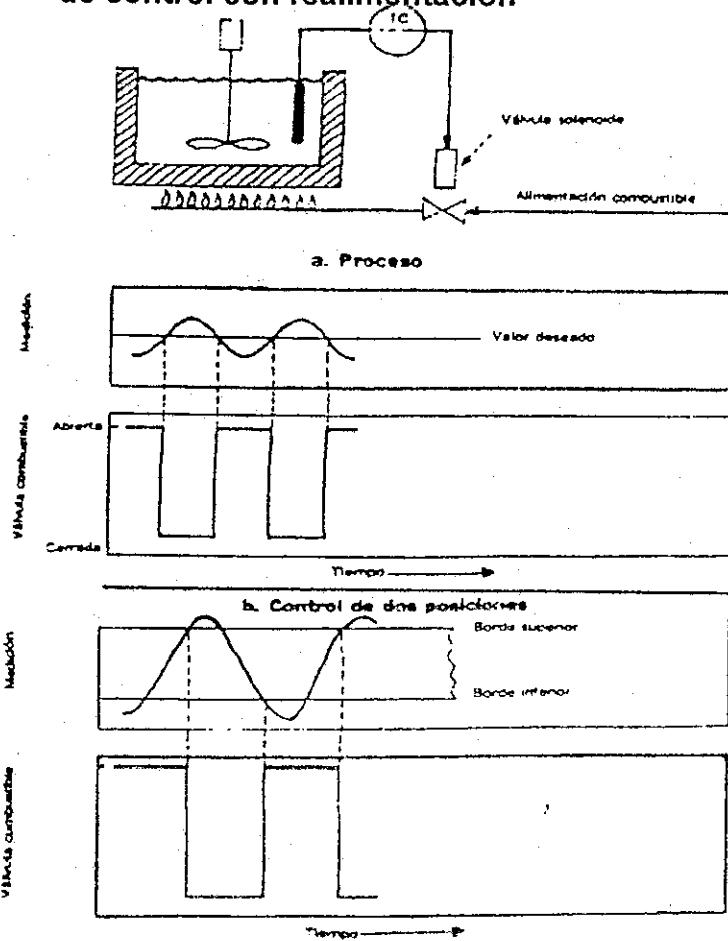
La capacidad de comprender los modos individuales de un controlador resulta esencial para lograr la aplicación exitosa de un control con retroalimentación. Estos modos abarcan las acciones de dos posiciones, sólo proporcional, integral y derivativa. Cada combinación posible representa un compromiso entre costo y prestación.

Un modo de control es una respuesta particular del controlador a una variación de la medición o error. Las cuatro respuestas básicas son:

- Dos posiciones
- Proporcional
- Integral
- Derivativa

3.3 Control de dos posiciones

Figura 9. La respuesta de dos posiciones es el tipo mas simple de control con realimentación



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

La respuesta de dos posiciones u "on-off" es la forma más simple de lazo de control de realimentación. En la figura #9 se muestra el desempeño de este lazo para un proceso.

Una función de control de dos posiciones tiene sólo dos salidas posibles (100% o 0%), y sólo toma en consideración el signo del error. En el ejemplo, el controlador cierra la válvula de combustible cuando la medición se eleva por encima del valor deseado (fig. #9b). A causa del tiempo muerto y/o demoras en el proceso, la temperatura continua subiendo antes de invertirse y moverse hacia el valor deseado. Cuando la temperatura cae por debajo del valor deseado, el controlador abre la válvula de combustible. El tiempo muerto y/o las demoras en el proceso una vez más provocan un retardo antes de que la temperatura comience a elevarse. En el momento en que se atraviesa el valor deseado, el controlador nuevamente corta el flujo de combustible, y el ciclo se repite.

Esta variación cíclica es la condición normal para un lazo bajo control de dos posiciones. Esta limitación surge a causa de que con solo dos posibles salidas, el controlador es incapaz de resolver el problema del control exactamente. La salida es demasiada alta o demasiada baja para establecer un balance entre todas las influencias sobre la temperatura del recipiente. Una salida de 100%, proporciona demasiado calor, lo que hace que aumente la temperatura. Una salida de 0% proporciona demasiado poco calor, permitiendo que la temperatura baje. La retroalimentación negativa provoca la variación cíclica entre las dos condiciones.

La principal desventaja del control de dos posiciones es la permanente variación cíclica; la principal ventaja es su bajo costo. La aceptabilidad de un control de dos posiciones depende de las características del ciclo en la

medición. Si la amplitud es demasiado grande, pueden aparecer variaciones inaceptables en la calidad del producto o perturbaciones para otras unidades del proceso.

El control de dos posiciones se podría aplicar en aquellos casos donde se hallan presentes tres condiciones:

- No debe requerirse un control preciso, puesto que la medición variará cíclicamente sin interrupción.
- El tiempo muerto debe ser moderado para impedir un desgaste excesivo de la válvula a causa de un período demasiado corto.
- El cociente debe ser pequeño para impedir una amplitud demasiado grande del ciclo de medición.

Una variación del control de dos posiciones que reduce el desgaste del operador final, y que puede describirse como control de acción con intervalo o intervalo diferencial, se muestra en la fig. #9c. En lugar de cambiar la salida en ambas direcciones en un solo punto, la función de control puede entrar en acción sólo para límites alto y bajo especificado. Mientras la medición permanece dentro del intervalo, el controlador conserva el último estado de salida. Tal como se muestra en la fig. # 9c, el efecto de esta variación es el de extender el período e incrementar la amplitud.

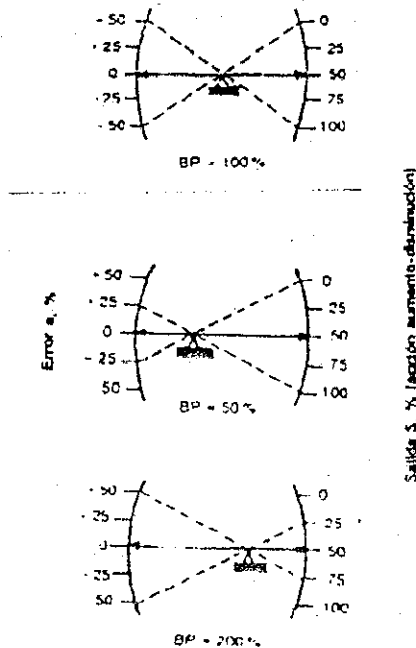
3.4 Control proporcional

El control proporcional se basa en el principio de que la magnitud de la respuesta del controlador debe ser proporcional a la magnitud del error. Para lograr esto, el control proporcional vincula la variación de la salida con la

variación del error, expresándose ambos valores normalmente como porcentaje del alcance.

En la figura #10, se muestra una representación gráfica de la acción proporcional. Sin importar de qué forma se crea la acción proporcional (neumática, electrónica o digital), este efecto puede ser imaginado como una aguja de doble punta pivoteada en el medio (para una banda proporcional de 100%), y moviéndose a lo largo de una escala de error y una escala de salida. Las variaciones tanto de la medición como del valor deseado, originan variaciones del error, lo que hace actuar la punta izquierda de la aguja. Tal como se indica en la figura #10, la escala de salida describe una acción aumento-disminución. Para lograr una acción aumento-aumento, se procede simplemente a invertir la escala de salida.

Figura 10: La acción proporcional relaciona la variación de la salida con la variación del error



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

3.5 Propiedades dinámicas de la acción proporcional

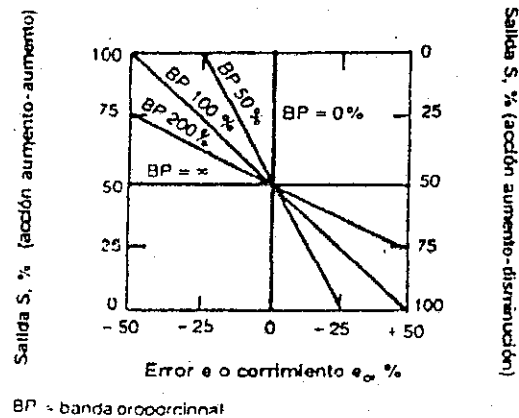
La figura #10 también ilustra dos propiedades de la acción proporcional que influyen decisivamente en un lazo cerrado. La acción proporcional es inmediata y específica.

- La vinculación entre el error y la salida, representada por la aguja, significa que la variación de la salida ocurre simultáneamente con la variación del error. No hay retardos en la respuesta proporcional.
- Cada valor del error para una banda proporcional dada genera un valor único de la salida. El generador de respuesta proporcional, es incapaz de cualquier otra combinación. Esta relación uno a uno entre el error y la salida plantea severas limitaciones sobre el desempeño de lazo cerrado del control sólo proporcional, tal como se lo describirá brevemente.

La figura #11 presenta otra representación gráfica de la acción proporcional. Cada valor de la banda proporcional define una relación específica entre el error e y la salida S , que puede expresarse como:

Figura 11: Relaciones entre error y salida para distintas bandas proporcionales y acciones

$$S = e(100/BP) + 50\%$$



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

Donde S es la salida, %; e es el error, %; y BP es la banda proporcional, %. La relación en línea recta entre error y salida identifica un controlador sólo proporcional como un dispositivo lineal o de ganancia constante. En esta representación, el carácter específico de la acción proporcional significa que las coordenadas del error y la salida deben identificar un punto que cae sobre una línea de banda proporcional dada, y el punto de operación para el controlador sólo puede moverse a lo largo de esta línea.

A medida que disminuye la banda proporcional, la acción proporcional se concentra dentro de una banda más estrecha alrededor del valor deseado. Desde el punto de vista de la ganancia, la misma variación del error provoca mayores variaciones en la salida. En el límite, la banda proporcional se hace cero (la ganancia se hace infinita), y el más mínimo error que la salida vaya a plena escala. El control de dos posiciones, por lo tanto, se convierte en un caso límite del control sólo proporcional. En el otro extremo, cuando la banda proporcional se hace infinita (ganancia igual a cero), el controlador simplemente no responde a variaciones del error.

3.6 Acción integral

La acción integral se puede combinar con la acción proporcional para eliminar la deriva allí donde resulte inaceptable. Igual que la acción proporcional, la acción integral también responde al error. Sin embargo, la acción integral se basa en el principio de que la respuesta debe ser proporcional tanto a la magnitud como a la duración del error.

La respuesta de lazo abierto en la figura #12a muestra de que forma la acción integral se relaciona con el error. Inicialmente, mientras el error es igual a cero, la salida permanece constante en un valor que depende de la historia del error. Los errores de la medición producirán lo siguiente:

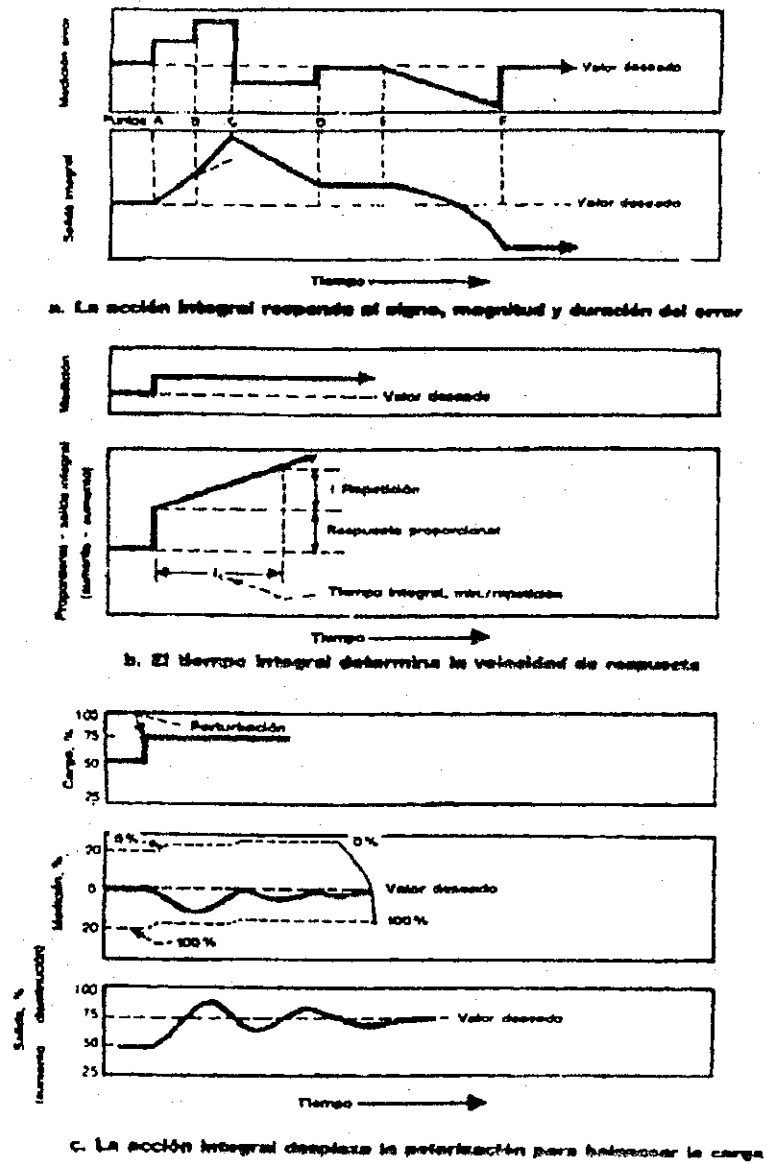
1. Punto A. Aparece un error constante. La integral responde conduciendo la salida a una velocidad constante, proporcional a la magnitud del error, mientras el error permanece constante.
2. Punto B. La magnitud del error aumenta. La integral responde conduciendo la salida a una mayor velocidad.

3. Punto C. Cambia el signo del error. La integral responde conduciendo la salida en la dirección opuesta.
4. Punto D. El error vuelve a cero. La acción integral se detiene en el valor de salida existente.
5. Punto E. El error aumenta a una velocidad constante. La integral responde conduciendo la salida a una velocidad en permanente aumento.
6. Punto F. El error vuelve a cero. La acción integral cesa a esa salida.

Estas respuestas ilustran la más importante propiedad de la acción integral. Mientras la acción proporcional vincula la salida a la medición a través del error, la acción integral puede alcanzar cualquier valor de salida, deteniéndose sólo cuando el error es cero. Esta es la propiedad que le permite a la acción integral eliminar la deriva. La acción integral se satisface sólo cuando la medición ha vuelto al valor deseado. Mientras existe un error, la acción integral conducirá la salida en la dirección que reduce el error.

La respuesta de lazo abierto de la figura #12b muestra de que forma se combinan las acciones proporcional e integral en un controlador. Inicialmente, la salida es constante por ser cero el error. Al aparecer una variación escalón del error, se produce una variación escalón simultánea de la salida a causa de la acción proporcional. La magnitud de esta respuesta depende de la banda proporcional. Al mismo tiempo, la acción integral comienza a conducir la salida, según se muestra en la figura #12a.

Figura 12: La acción integral mejora la respuesta de control



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

Para un error constante, el ajuste a la acción integral modifica la velocidad con la que se conduce la salida. Esta velocidad se cuantifica en

términos del tiempo requerido para que la variación de la salida (debido a la acción integral) iguale o repita la respuesta provocada por la acción proporcional.

El aumento del tiempo integral, o la disminución de la ganancia integral, reduce la fuerza de la acción integral.

3.7 Aplicando la acción integral

La combinación de acción proporcional + integral también puede expresarse en forma de ecuación:

$$S = (100/BP)e + (100/BP)(1/I) \int e dt$$

Al comparar ésta ecuación con la $S = e(100/BP) + B$, que describe un controlador sólo proporcional, la única diferencia reside en el término de polarización. Cuando el controlador sólo proporcional se halla limitado por una polarización fija, la acción integral usa la integral del error para ajustar la polarización, interrumpiéndose cuando el error se hace cero.

La figura #12c es una representación de cómo la acción integral elimina la deriva que sigue a una perturbación de carga. Inicialmente, a 50% de carga, una salida 50% mantiene la medición en el valor deseado. En el estado estacionario, esto es también el valor de la polarización variable, puesto que el error es igual a cero. El controlador tiene una banda proporcional de 40%. La polarización de 50% indica que la variación de 40% de la medición sobre la cual se producirá la acción proporcional está centrada alrededor del valor deseado. Cuando la medición comienza a caer, siguiendo un aumento de carga, las acciones proporcional e integral hacen volver la medición al valor deseado vía

una respuesta amortiguada de un cuarto de amplitud.

La contribución de la integral es aumentar el término de polarización como una función del error. Cuando la respuesta está completa, el término polarización ha aumentado a 75%, y el término proporcional ha vuelto a cero. La polarización de 75% significa que la banda proporcional se ha corrido de modo que el alcance de la acción proporcional se extienda desde 10% por debajo hasta 30% por encima del valor deseado. De este modo la acción integral desempeña en forma continua la función de reposición manual.

La capacidad de la acción integral de eliminar la deriva es muy ventajosa, de modo que la acción integral casi siempre se encuentra especificada para control con retroalimentación. Sin embargo, esta acción tiene una importante desventaja: para crear su gradual respuesta, se incorpora una demora parecida a la capacidad dentro del controlador. Esto provoca una demora de fase a través del controlador y alarga el período de oscilación del lazo, como una función de la contribución relativa de las acciones proporcional e integral.

Normalmente, el período de oscilación para un lazo bajo un controlador proporcional + integral, adecuadamente sintonizado será un 50% más largo que si el controlador fuese sólo proporcional. Para lazos relativamente rápidos como ser control de caudal, esto no es importante. Sin embargo, para lazos más lentos, la extensión del período puede transformarse en una seria limitación. Para lazos donde el valor exacto de la medición no es crítico (como ser en control de nivel), el período más corto de un controlador sólo proporcional puede constituir una ventaja.

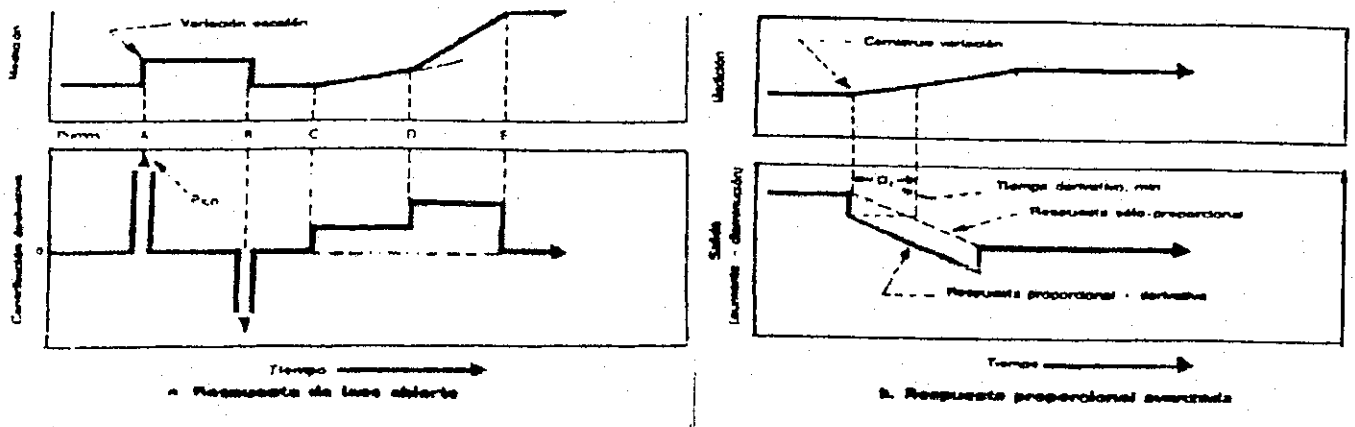
Igual que la acción proporcional, la acción integral aumenta la ganancia del controlador. Demasiado de cada una de estas acciones hará que el lazo oscile. Por lo general, el tiempo integral debería ser proporcional a la rapidez con que el proceso responde a la acción de control. Si el tiempo es demasiado corto, el operador final será conducido a su límite antes de que la medición sea capaz de responder. Por consiguiente, cuando la medición responde, se sobrepasará el valor deseado, con lo que la integral conducirá al operador a su límite opuesto.

3.8 Agregando la acción derivativa

Las acciones proporcional e integral comparten una seria limitación. Debe haber un error importante antes de que cualquiera de estos modos generen una respuesta fuerte. La acción derivativa se basa en el principio de que el controlador debe responder también a la velocidad de variación de la medición, aun cuando el error real sea todavía pequeño.

La respuesta de lazo abierto de la figura #13a muestra de que forma se relaciona la respuesta derivativa con la medición. (La velocidad de variación puede computarse como una cantidad de variación dividida por el tiempo durante el cual se lleva a cabo dicha variación).

Figura 13: La acción derivativa responde a la velocidad de variación



Fuente: Foxboro, Manual Control de Procesos

En la figura #13a se puede ver lo siguiente:

- Punto A. Aparece una variación escalón. Puesto que la variación se produce en tiempo cero, su velocidad es infinita, y la acción derivativa responde con un pico de salida. La dirección de la respuesta estará determinada por la acción del controlador.
- Punto B. Aparece un segundo escalón, esta vez negativo. La contribución derivativa responde con un pico negativo.
- Punto C. La medición comienza a crecer con velocidad constante. La derivativa responde con una contribución constante y positiva que es proporcional a la velocidad de variación.
- Punto D. La variación de la velocidad de medición sufre un aumento. La contribución derivativa aumenta proporcionalmente.

- Punto E. La medición detiene su variación. La contribución derivativa vuelve a cero.

La respuesta derivativa no tiene nada que ver con el valor absoluto de la medición. Siempre que la medición detiene su variación, la contribución derivativa vuelve a cero. Cuando la medición empieza a variar, la acción derivativa se opone a esa variación tanto si la medición se mueve alejándose del o acercándose al deseado.

La respuesta de lazo abierto de la figura #13b muestra cómo se combinan las acciones proporcional y derivativa en un controlador. Cuando la medición empieza a variar, la acción derivativa genera una respuesta inmediata proporcional a su velocidad de variación. Mientras la medición continua variando, la salida varía a causa de la acción derivativa, la salida alcanza en forma inmediata un valor que no se hubiera alcanzado sino algún tiempo más tarde.

En realidad, la respuesta proporcional ha sido avanzada en el tiempo. La magnitud de este avance es el tiempo derivativo Dt en minutos. Cabe señalar que a veces la acción derivativa es considerada equivocadamente como una acción "anticipativa"; el controlador sólo puede responder a un error real, y no puede anticipar la llegada de un error. El aumento de tiempo derivativo generará una respuesta derivativa mayor que aparecerá como una mayor diferencia de tiempo entre las dos respuestas de la figura #13.

La incorporación de la acción derivativa puede mejorar significativamente el control en procesos con grandes retardos. La acción derivativa es la opuesta de la acción integral. Para generar la respuesta derivativa, se incorpora dentro del controlador la inversa dinámica de un retardo, esto es un adelanto. Aunque

la acción derivativa también aumenta la ganancia del controlador, sus características de adelanto pueden efectivamente cancelar un retardo en cualquier otra parte del lazo de control, y, por lo tanto, acortar el período de oscilación. Esto puede más que cancelar el aumento del período provocado por la acción integral, aun cuando la deriva sea no obstante eliminada.

La principal desventaja de la acción derivativa es su sensibilidad al ruido. Puesto que reacciona a la variación de la velocidad de medición, aún un ruido de muy pequeña amplitud puede provocar grandes variaciones en la salida del controlador. En realidad, la derivativa intenta controlar el ruido a todas luces, una tarea imposible.

Puesto que las mediciones ruidosas son normalmente mediciones responsivas, la reducción del período ofrecida por la acción derivativa no aportará un beneficio importante. En consecuencia, la acción derivativa no se debe aplicar a lazos ruidosos.

Las variaciones controladas que son lo bastante lentas como para beneficiarse de la acción derivativa (por ejemplo, temperatura) normalmente no son muy ruidosas. Una excepción es la salida de analizadores de muestreo, tales como cromatógrafos. Esta señal, que cambia por pasos, debe ser filtrada antes de aplicarse a un controlador con acción derivativa.

3.9 Elementos del sistema de control

A continuación se describen los principales elementos que se comunican con el sistema de control que se utiliza en operaciones de instrumentación de equipos industriales:

3.9.1 Sensores y transmisores

Son los elementos del sistema de control que efectúan la medición necesaria para evaluar la operación. Se clasifican de acuerdo al tipo de medición efectuada, entre los más importantes están:

3.9.1.1 Temperatura

- Termocoplas: voltaje producido por dos materiales disímiles soldados entre sí.
- Termómetros de resistencia: RTD, cambios en la resistencia eléctrica de los metales.
- Sistema de cámara llena: dilatación de los materiales.
- Termómetros bimetalicos: dilatación diferencial de materiales.
- Pirómetros: comparación de emisión de radiación en función de la temperatura.
- Termómetros de radiación: emisión de radiación infrarroja.

3.9.1.2 Presión

- Columna líquida: peso de columnas de líquido de densidad constante.
- Elemento elástico: deformación elástica sobre la base de fuerza.
- Fuelle o diafragma: transmisión de fuerza a un líquido con una barrera flexible.
- Medidores de esfuerzo: cambio en resistencia eléctrica por deformación.
- Piezoresistivos: resistencia cambiante en materiales sensibles a presión.
- Piezoeléctricos: voltaje desarrollado en materiales sensibles a presión.
- Alambre resonante: cambios de frecuencia de resonancia por deformación.

3.9.1.3 Flujo

- Rotámetros: orificio variable para conseguir un arrastre similar.
- Venturi y orificios: orificio constante para medir por presión diferencial.
- Medidor magnético: inducción eléctrica por el flujo en un campo magnético.
- Turbina: hélice accionada por el flujo con censado de pulsos.
- Pitot: presión diferencial por comparación entre presión estática y dinámica.
- Vortex: generación de vórtices proporcional a la velocidad de un obstáculo.
- Impacto: presión sobre un obstáculo en el flujo.
- Ultrasónicos: tiempo de retorno de un rayo de ultrasónico al rebotar.
- Coriolis: cambio de fase de una vibración por aceleración del coriolis.
- Canales abiertos: cambios en sección que cambian en el nivel.

3.9.2 Elementos finales

Los elementos finales son aquellos que reciben la orden de realizar alguna acción, dependiendo lo que requiera el proceso:

- **Actuador neumático:** diafragmas y resortes, pistones y cremalleras, paleta en cámara.
- **Accionamiento de velocidad variable:** variador de frecuencia, rectificador de voltaje variable, dosificador de flujo hidráulico, bomba de volumen variable, reducot de patea, acoplamiento de deslizamiento variable.
- **Actuador eléctrico:** acoplamiento directo.
- **Válvulas ON/OFF:** están abiertas cerradas completamente, no tiene posición intermedia (no son de regulación).
- **Válvulas de control:** tienen capacidad de regulación, accionan bajo un posicionador (electrónico o neumático).

Además se utilizan diferentes tipos de acciones en los controles, describiéndose a continuación las mas empleadas:

- **Amortiguación:** la reducción paulatina o supresión de la oscilación de un dispositivo o sistema.
- **Banda muerta:** el rango en el que la entrada puede ser variada sin que se inicie una respuesta observable en la salida:
- **Corrección:** es la diferencia entre el valor ideal y la indicación de una medición.
- **Corrimiento cero:** la facilidad de definir un rango de operación en que el valor de cero en la variable medida es mayor que el valor de esta variable, que origina una salida de cero (el valor de cero está dentro de la escala o arriba de ésta).
- **Deriva (drift):** un cambio no deseado en la relación entre entrada y salida a lo largo del tiempo.
- **Error:** es la diferencia entre la indicación de una medición y el valor ideal.
- **Exactitud:** es el grado de conformidad que manifiesta un valor indicado por una medición, con el valor que se reconoce como aceptable o ideal, y que como tal tiene un mínimo de error.
- **Linearidad:** el acercamiento de una curva a una línea recta.
- **Precisión:** término usado para indicar repetibilidad.
- **Repetibilidad:** la cercanía o acuerdo entre un número de mediciones consecutivas realizadas sobre la misma entrada y en las mismas condiciones de proceso.
- **Resonancia:** condición en un sistema o elemento que se evidencia por la ocurrencia de grandes oscilaciones en respuesta a una entrada, que varía ligeramente en forma periódica, pero con una frecuencia cercana a la frecuencia natural de oscilación del sistema.

- **Ruido:** un componente no deseado de una señal que dificulta e impide la apreciación del contenido de información. Generalmente, tiene una frecuencia muy superior a la señal base, por lo que su filtrado se realiza utilizando promedios móviles en tiempos ajustables.
- **Sintonía de equipos:** el buen ajuste de los parámetros de control puede hacer una diferencia significativa entre buenos y malos resultados.
- **Supresión de cero:** la facilidad para definir un rango de reacción en que el valor de cero en la entrada es menor que el valor que origina un cero en la salida (el cero de la medición no está en la escala).

4. MANEJO Y CONTROL DE SEÑALES

El objetivo de este capítulo es describir detalladamente el equipo de control automático necesario para la operación de una refinería de azúcar.

4.1 Sistemas de control distribuido

El sistema de control distribuido (DCS, Distributed Control systems) se ha venido desarrollando desde los años de 1,980 y consiste básicamente en centralizar los mandos en un panel de control, monitoreado por sistema computarizado para obtener información en línea sobre la planta o equipo a controlar, el cual además de control, genera datos y tendencias estadísticas del proceso. El progreso de estos sistemas ha sido en parte por el desarrollo de la tecnología de los microprocesadores y los excelentes "softwares", y en parte por las economías obtenidas en este tipo de procesos automáticos.

Por los '70, cuando la energía era barata, el mercado estable y predecible, la instrumentación se relegaba a un papel puramente de control y estabilidad de los procesos.

Posteriormente basándose en los estudios obtenidos a partir de procesos automatizados: (columnas de destilación, evaporación de múltiple efecto, etc.), se establecieron los primeros paneles, donde se empezaron a centralizar los equipos de control, y se fueron instalando nuevos equipos, que eran necesarios para mejorar la operación.

Años más tarde de la mano con el desarrollo de los equipos de automatización y control, empezaron a surgir las necesidades de economías y optimizaciones de los procesos, ya que no era solo cuestión de estabilidad, sino de rendimientos en las plantas industriales, esto especialmente con los problemas de precio en los combustibles, y actualmente en la apertura de los mercados internacionales.

Empezaron a surgir los equipos de control computarizados y se tomó la idea de los paneles de control para centralizar dichos equipos. Con el desarrollo de las computadoras, la tecnología de la comunicación digital y el desarrollo de "software", se crearon los primeros sistemas de control distribuido.

Entre las ventajas más relevantes de un sistema de control distribuido, se tienen:

- Reduce los costos de operación.
- Mantiene las operaciones más uniformes y con esquemas de trabajo más cerrados.
- Incrementa la producción por unidad de capital invertido.
- Incrementa la facilidad y exactitud de los cambios y regulaciones en los procesos, dosificaciones, demandas externas, etc.
- Incorpora acciones de emergencia más rápidas y precisas cuando existen situaciones inesperadas en los procesos.
- Provee información precisa sobre los desarrollos de los procesos, necesaria para la toma de decisiones o el historial de problemas y desarrollos.
- Mejora la integración de los procesos con la coordinación de las operaciones y estrategias planteadas.

El desarrollo de los sistemas de control distribuido, viene desde los paneles integrados de sistemas electrónicos (PID, Proporcional-Integral-Derivativo), a mediados de los años '70, hasta los sistemas integrados en computadoras tipo personales (PC's), a principios de los años '80, los cuales ya desarrollaron nuevas herramientas tales como:

- Base de datos para información del proceso.
- Hoja electrónica de cálculo.
- Control estadístico del Proceso.
- Sistema expertos de Control.
- Sistemas de simulación del Proceso.
- Sistemas de ventanas para las estaciones de trabajo.
- Intercambio de información con otras plantas u oficinas de la empresa, Etc.

El desarrollo de los sistemas de control distribuido continua cada dia, de la mano con el desarrollo de la tecnología electrónica, encontrándose en el mercado muchas variedades y marcas de estos sistemas.

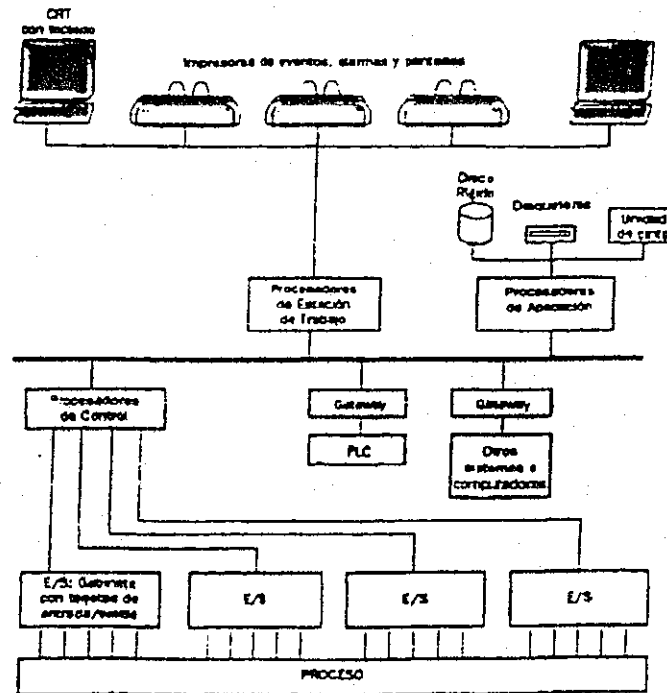
4.1.1 componentes de un sistema de control distribuido

Básicamente, un sistema de control distribuido cuenta con los siguientes componentes:

- **Estación de operación:** la cual consiste en computadoras tipo PC, coordinadas por una computadora central (servidor). Pueden ser varias dependiendo de las estaciones de trabajo necesarias, y el uso de cada una de ellas (ingeniería, diseño, operación, almacenamiento, etc.). El objetivo principal de las estaciones de operación es controlar la entrada y salida de datos (parámetros, estadísticas, monitoreo, etc.).

- **Módulos de trabajo:** son los controles principales del sistema, puesto que ellos coordinan la operación, reciben la información de campo y la procesan, regresando las respuestas de control necesarias al proceso. Mantienen la comunicación con las estaciones de operación, módulos de campo, e instrumentos de campo. Están insertados o colocados en un panel de módulos, el cual tiene su propia alimentación de energía y es el principal centro de operación.
- **Módulos de campo:** tienen una función parecida a los módulos de trabajo, aunque generalmente son coordinados por un módulo de trabajo en la estación principal. Su objetivo principal es de control cerca del punto de operación, están diseñados para condiciones rústicas de trabajo (temperatura, humedad, suciedad, etc.).
- **Transmisores:** son los aparatos que reciben la información de los instrumentos que miden y la transmiten a los módulos de campo o de trabajo. Estos convierten la señal que están midiendo (temperatura, presión, nivel, etc.), a señales eléctricas para la transmisión de los datos, y viceversa.
- **Instrumentos de campo:** son los aparatos que miden y controlan el proceso directamente, termómetros, manómetros, potenciómetros, válvulas, etc. Son de tipo especial para instrumentación de campo.

Figura 14: Esquema de un DCS



Fuente: Behrends, C. Y Szkalnny, S. Sistemas Digitales de Control de Procesos e Instrumentación. Buenos Aires: Editorial Control

4.2 Controladores lógicos programables (PLC)

Un controlador lógico programable es un dispositivo digital utilizado para el control de máquinas y operación de procesos. Según lo define la Asociación Nacional de Fabricantes Eléctricos de los Estados Unidos (National Electrical Manufacturers Association, NEMA), se trata de un aparato digital electrónico con una memoria programable para el almacenamiento de instrucciones, permitiendo la implementación de funciones específicas como: lógica, secuencias, temporizado, conteo y aritmética; con el objeto de controlar máquinas y procesos.

Los PLC son utilizados en donde se requieran equipos con capacidad de control lógico y/o secuencial. También pueden utilizarse en donde se debe implementar un control regulatorio sencillo.

El origen del PLC se remonta a 1968, año en que la división Hydramatic de la General Motors Corp. De los Estados Unidos especificó los criterios básicos para su diseño.

La intención de la empresa al encargar el desarrollo de este aparato fue la de brindar solución a una gran cantidad de problemas que tenían (y tienen) las automatizaciones basadas en componentes electromecánicos (reles, etc.), o en circuitos electrónicos específicamente para una tarea. Algunos de estos problemas son:

- El alto costo asociado a los circuitos de relés por su baja confiabilidad, dificultoso mantenimiento, paradas imprevistas, etc.
- La falta de flexibilidad de circuitos electromecánicos o electrónicos diseñados para una aplicación especial. No se podía, o era muy difícil, utilizar una misma máquina para varios modelos de piezas.

Las especificaciones mínimas que debía cumplir el primer controlador lógico programable según la solicitud de General Motors fueron:

- **Programable:** el aparato debía adaptarse fácilmente a una gran variedad de aplicaciones.
- **Sencillo:** tanto la programación como el mantenimiento y la instalación debían estar a cargo de técnicos o ingenieros de planta sin un entrenamiento específico.
- **Lógico:** como sólo se pretendía reemplazar tableros electromecánicos o

electrónica dedicada sencilla, se requería un aparato que efectuara un control lógico binario (on/off).

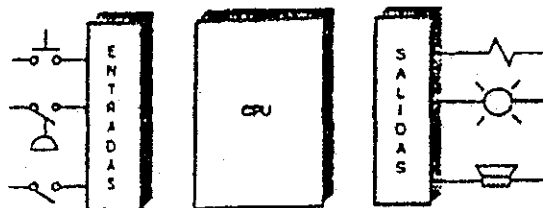
Los primeros PLC's se programaban en un lenguaje de tipo secuencial muy primitivo. Hacia 1972 aparecieron equipos que utilizaban un lenguaje de lógica en escalera (RLL, Relay Ladder Logic), semejantes a los esquemas funcionales eléctricos utilizados en los circuitos lógicos de relés.

Al igual que en otros ámbitos industriales, un hito que aceleró el desarrollo de los PLC's fue la invención del microprocesador, y su aplicación en el diseño de nuevos PLC's. Los avances entre 1975 y 1979 continuaron incesantemente. El desarrollo de memorias con cada vez mayor capacidad de almacenamiento en menor espacio hizo que los PLC's disminuyeran en tamaño y aumentaran en potencia. A partir de la década de los '80, los PLC's ofrecieron una nueva ventaja: las entradas/salidas remotas. El hecho de poder colocar elementos de toma y emisión de señales de campo en forma distribuida y a veces a grandes distancias del controlador, significa un ahorro muy grande de dinero en instalación y cableado y por consiguiente una gran sencillez de mantenimiento. Con entrada/salida remota viajan por un solo par de cables, señales que de otra manera requerirían gran cantidad de cables, cajas de campo, tableros, bornes, etc.

4.2.1 Estructura de un PLC

Para poder interpretar la estructura de un PLC utilizaremos un sencillo diagrama de bloques.

Figura 15: Estructura de un PLC



Fuente: Behrends, C. Y Szkalnny, S. Sistemas Digitales de Control de Procesos e Instrumentación. Buenos Aires: Editorial Control

En la fig. #15 se muestran las tres partes fundamentales: las entradas, la unidad central de proceso (CPU) y las salidas. La CPU es el cerebro del PLC, responsable de la ejecución del programa desarrollado por el usuario. Estrictamente, la CPU está formada por uno o varios procesadores; en la práctica, puede abarcar también a la memoria, ports de comunicaciones, circuitos de diagnóstico, fuentes de alimentación, etc.

Las **entradas** (interfases o adaptadores de entrada) se encargan de adaptar señales provenientes de campo a niveles que la CPU pueda interpretar como información. Las señales de campo pueden implicar niveles y tipos de señal eléctrica diferentes a los que maneja la CPU. En forma similar, las **salidas** (interfases o adaptadores de salida) comandan dispositivos de campo en función de la información enviada por la CPU.

La CPU se comunica con las interfases de entrada por medio de un bus paralelo. De esta forma se cuenta con un bus de datos y un bus de direcciones.

Adicionalmente, un bus de alimentación provee alimentación eléctrica a la interfase de entrada.

A las entradas se conectan sensores, que pueden ser:

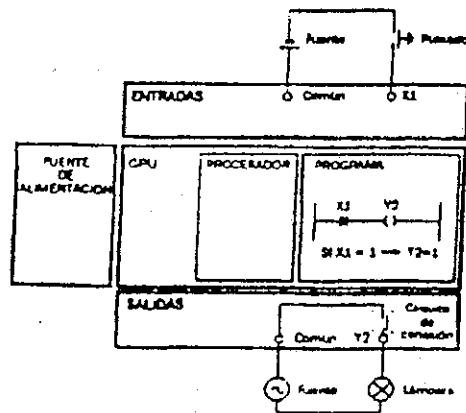
- Pulsadores
- Llaves
- Termostatos
- Presostatos
- límites de carrera
- sensores de proximidad
- otros elementos que generan señales binarias (on/off).

Las salidas comandan distintos equipos, por ejemplo:

- lámparas
- sirenas y bocinas
- contactores de mando de motores
- válvulas solenoide
- otros elementos comandados por señales binarias.

Cuando un sensor conectado a una entrada se cierra, permite que aparezca entre los bornes de esa entrada una tensión por ejemplo 24 Vcc) (Fig. #16). Esta tensión es adaptada por la interfase de entrada al nivel y tipo de tensión que la CPU puede leer a través del bus de datos. Cuando la CPU lee este nivel de tensión, recibe la información de que dicha entrada está en el estado activado, o sea en el estado lógico 1.

Figura 16: Interpretación de un PLC



Fuente: Behrends, C. Y Szkalnny, S. **Sistemas Digitales de Control de Procesos e Instrumentación.** Buenos Aires: Editorial Control

Cada entrada es reconocida por la CPU mediante una identificación. Si la entrada activada se denomina X1, podemos decir que X1 está en el estado lógico 1 ($X1=1$). Cuando el sensor conectado al borne de entrada se abra, X1 estará en el estado 0 ($X1=0$).

En forma similar, cuando la CPU desea que una salida se active (pase a estado lógico 1), modifica los niveles de tensión en el bus de datos. La tarjeta de salida, que está conectada al bus de datos, cierra entonces el circuito de conexión, energizando el dispositivo de campo.

Cada salida está identificada, por ejemplo una salida podría denominarse Y2. Podemos decir entonces que la salida Y2 está energizada ($y2=1$) o desenergizada ($Y2=0$).

La convención por la cual un "1" indica la presencia de señal, mientras que un "0" indica su ausencia, se denomina **lógica positiva**. En forma inversa, la **lógica negativa** utiliza un "0" para indicar la presencia de señal, y un "1" para indicar su ausencia.

4.3 Controlador programable SLC

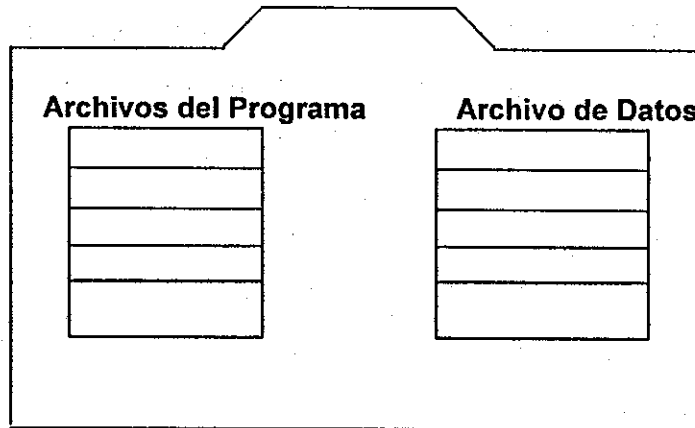
El CPU, o procesador, provee control a través del uso de un programa que el usuario crea. El programa creado es llamado un archivo del procesador. Este archivo contiene otros archivos que pueden abrir el programa a hacia otras secciones manejables. Esas secciones son:

- Archivos del programa: proveen almacenamiento y control del programa principal y subrutinas.
- Archivos de datos: contiene la condición de entradas, salidas, el procesador. Temporizadores, contadores.

4.3.1 Archivos del procesador

Cada CPU puede mantener un archivo del procesador a la vez. El archivo del procesador es hecho del archivo del programa (hasta 256 por controlador) y archivo de datos (hasta 256 por controlador).

Archivo del Procesador



Los archivos del procesador son creados en el modo fuera de línea usando APS. Esos archivos son entonces realmacenados, también referidos para descargar del procesador por operación fuera de línea.

4.3.2 Archivos del programa

Los archivos del programa contienen información del controlador, el programa de control principal y algunos programas de subrutinas. Los primeros 3 archivos del programa son requeridos, para cada archivo del procesador. Estos son:

- File 0 - Programa del sistema
Este archivo almacena la configuración del controlador e información de otros sistemas.
- File 1
Este archivo es reservado para uso interno del controlador,
- File 2 - Programa escalera principal

Este archivo almacena el programa de control principal.

- Files 3 - 255 - Programa escalera de subrutinas

Estos archivos son opcionales y usados para programas de subrutinas.

4.3.3 Archivo de datos

Los archivos de datos contienen los datos asociados con los archivos del programa. Cada archivo del procesador puede contener hasta 256 archivos de datos. Esos archivos son organizados por el tipo de datos que ellos contienen. Cada fragmento de dato en cada uno de esos archivos, tienen una dirección asociada con esa identificación para usar en el archivo del programa.

4.3.4 Como los dispositivos externos I/O se comunican con el Procesador

Cada uno de los circuitos de entrada externos, está representado por un bit de condición en la entrada del archivo de datos del archivo del procesador. Cada uno de los circuitos externos de salida están representados por un bit de condición en la salida del archivo de datos del archivo del procesador. Durante la operación del controlador, el procesador aplica el dato de entrada al programa, resolviendo el programa basándose en la instrucción que el usuario le dé, y energiza y desenergiza las salidas externas.

5. ALIMENTACIÓN DE LOS SISTEMAS

5.1 Escalado en computadoras

Tradicionalmente, el escalado ha sido asociado con la instrumentación analógica. Sin embargo, la responsabilidad de los cálculos se está trasladando cada vez más hacia las computadoras digitales. Hoy en día, las aplicaciones computacionales son cada vez más predominantes en los sistemas digitales puesto que los lazos de control suelen implementarse con equipos analógicos para impedir la pérdida del control si la computadora llegara a fracasar. La cuestión que se plantea es ¿cómo relacionar el proceso de escalado con los sistemas digitales?

El escalado es una técnica general, aplicable todas las veces que se realizan cálculos con variables normalizadas. El hecho de aplicar o no escalado a un sistema digital en particular depende de cómo son almacenadas las variables.

Las variables de proceso se almacenan de dos maneras distintas:

Los sistemas menores diseñados para control de procesos utilizan por lo general un alcance normalizado con su memoria para pasar valores entre los "bloques" de control que son análogos a los instrumentos analógicos.

Los sistemas mayores, diseñados fundamentalmente para análisis de datos y administración de procesos, suelen almacenar valores de ingeniería.

Para tales sistemas, los valores de ingeniería son normalizados a los fines de transmisión pero reconvertidos a valores de ingeniería para su almacenaje en la memoria de la computadora.

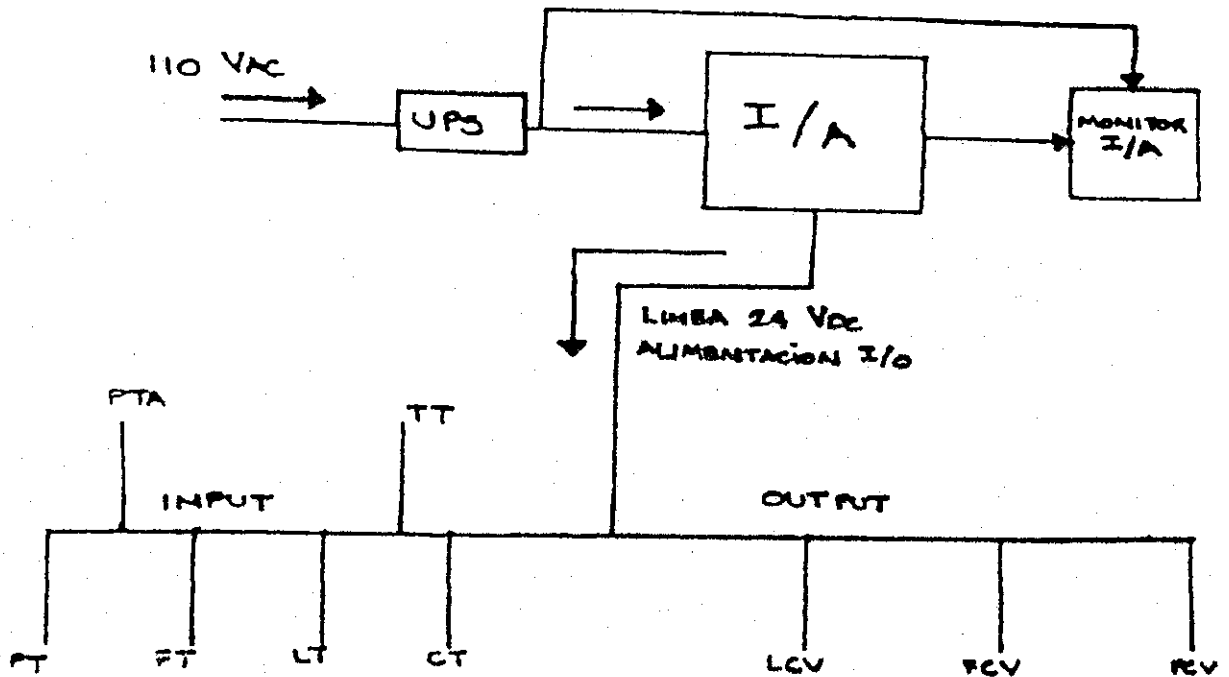
Los sistemas que almacenan los valores de ingeniería pueden ejecutar directamente las ecuaciones de ingeniería. Para aquellos sistemas que almacenan valores en un alcance normalizado, los procedimientos de escalado presentados en este capítulo son enteramente aplicables.

Aún cuando los lazos de realimentación simples predominan en el control de una planta típica de procesos, cerca del 10 al 20% de los lazos de control suelen ser más complicados. Los ejemplos típicos podrían ser los controles en cascada, de relación, autoselectores y de relevo. Los más difíciles de estos controles (alrededor del 5%) requerirán la utilización de técnicas avanzadas.

5.2 Estructuración de la alimentación AC DC

A continuación se muestra la estructuración de la alimentación AC DC de la automatización de la refinería:

Figura 17: Estructuración de la alimentación AC/DC



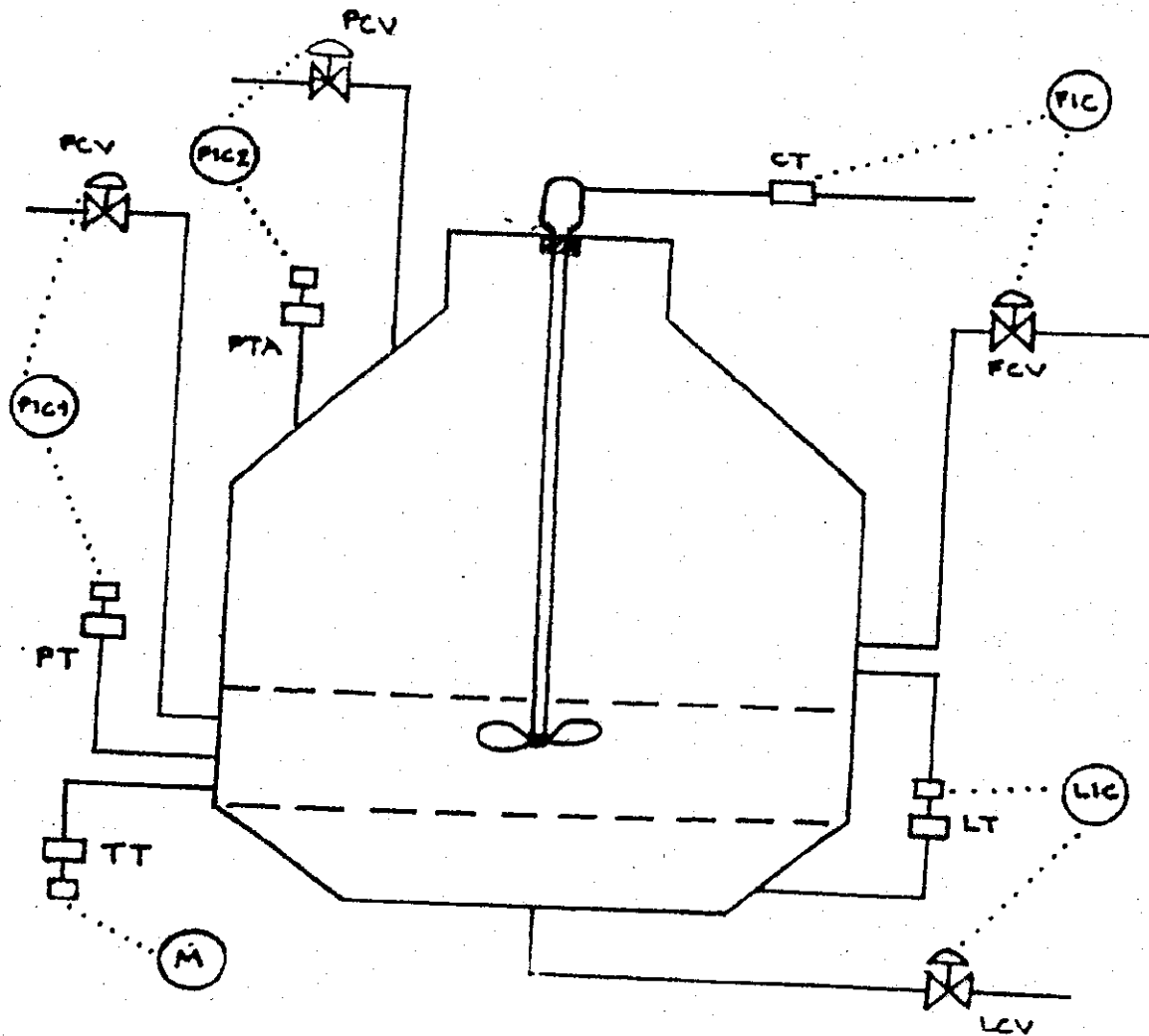
Fuente: Elaboración propia

NOMENCLATURA:

- I = Entrada (input)
- A = Automático
- O = Salida (output)
- PT = Transmisor de presión
- FT = Transmisor de flujo
- LT = Transmisor de nivel
- CT = Transmisor de consistencia
- LCV = Válvula de control de nivel
- FCV = Válvula de control de flujo
- PCV = Válvula de control de presión
- TT = Transmisor de temperatura
- PTA = Transmisor de presión absoluta

5.3 Alimentación de un tacho

Figura 18: Alimentación de un tacho



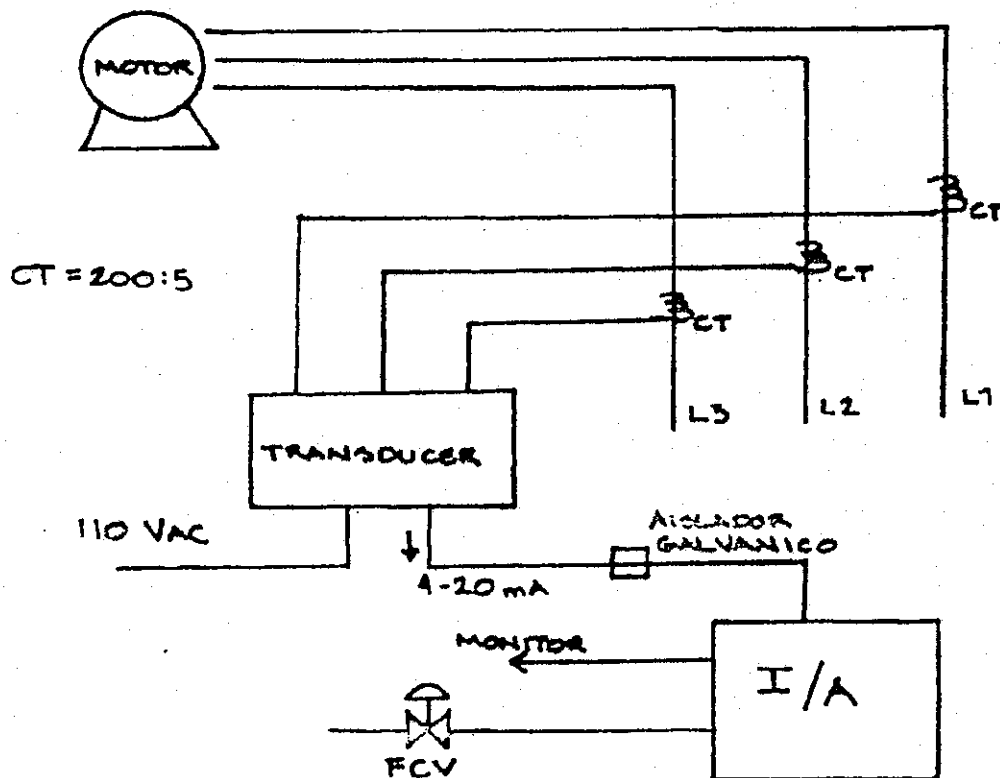
FUENTE: Elaboración propia

NOMENCLATURA

- **M** = Monitoreo
- **IC** = Instrumento control (Gabinete I/A)
- **1 PIC** = En función de la variable de presión en la calandria, controla la entrada de vapor.
- **2 PIC** = En función con al variable de presión absoluta en el cuerpo del tacho, controla el flujo de agua hacia el condensador a través de un eductor, formando vacío en el cuerpo.
- **FIC** = En función de la variable de consistencia de masa (variable Eléctrica dada por el consumo en H.P. del motor de la propela), controla una válvula de entrada de agua limpia para lavado y aflojamiento de la masa.
- **LIC** = En función de la variable de nivel de miel en el cuerpo, controla el flujo de Miel hacia dicho cuerpo.

5.4 Medición de consistencia de la masa

Figura 19: Medición de consistencia de la masa



Fuente: Elaboración propia

Para asegurarnos el buen funcionamiento del equipo instalado, debemos considerar varios factores que podrían a la larga afectar al mismo, entre estos tenemos:

5.5 Problemas causados por apagones

- Pérdida completa de programación.
- Pérdida completa de programación.
- Pérdida de producción.
- En el campo de la medicina, se tendrían consecuencias fatales.

5.5.1 Causas de apagones

Externas al edificio:

- Daños a las líneas de transmisión causadas por rayo.
- Sobrecarga de los sistemas.
- Interrupción en la distribución.

Internas al edificio:

- Disparo de interruptores.
- Fluctuaciones de voltaje.

Para solucionar este problema estaría proponiendo la utilización del siguiente equipo: UPS Sistema de Potencia Ininterrumpible, del cual podríamos elegir uno del tipo de conversión de línea interactiva sencilla, usando un ferresonante o un regulador electrónico.

5.6 Problemas causados por fluctuaciones de voltaje

- Voltaje alto constante, puede causar daños permanentes al equipo computarizado.
- Voltaje alto momentáneo, pueden causar errores en los datos y/o degradación de los componentes.
- Voltaje bajo constante, puede causar pérdida de datos debido a la paralización inesperada.
- Voltaje bajo momentáneo, puede causar en el monitor de la computadora un parpadeo y una posible paralización del sistema.

5.6.1 Causas de fluctuaciones de voltaje

- Arranque y parada de cargas de motores, como: aires acondicionados, elevadores, etc.
- Arranques y paradas largas de calentadores como: impresoras láser, calentadores de agua, etc.
- Dispositivos de alta corriente de arranque como soldadoras de arco.

Para solucionar este problema se estaría utilizando el siguiente equipo:

- Un regulador tipo electrónico, si el equipo va a ser instalado en un cuarto de computación o en un ambiente con aire acondicionado, que seria el caso del equipo que se va a instalar en la refinería de azúcar.
- O bien un regulador ferrosresonante, en un sistema monofásico, o un Sintetizador magnético, en instalaciones industriales trifásicas, dónde una gran disipación de calor y ruido audible no es un problema.

5.7 Problemas causados por ruido

- Errores en los datos.
- Funciones de los comandos erróneos.
- Degradación de los componentes.

5.7.1 Causas del ruido

- Interferencia electromagnética (EMI) de motores o estaciones de radio (RFI).
- Motores de inducción
- Compresores
- Interruptores.
- Capacitores para la corrección del factor de potencia (f.p.) de la instalación del edificio.

5.7.2 Soluciones para el ruido

- Usar un transformador de aislamiento de 2-3 placas para eliminar el ruido común y un filtro de red para eliminar el ruido normal. Esta tecnología es muy eficiente (98%) y es recomendada para cuartos de computación.
- Usar un transformador ferroresonante para eliminar ambos tipos de ruido, en esas áreas industriales donde el calor de disipación (60-90% de eficiencia) no es un problema.
- En cualquiera de ambos casos, el transformador debe estar localizado muy cerca de la carga de computadoras para ser efectivo contra el ruido.

5.8 Problemas causados por armónicos

- Sobrecalentamiento/fuego en los transformadores.
- Sobrecalentamiento en conductores del neutral.
- Falla prematura de motores.
- Sobrecalentamiento/falla de los capacitores de corrección del factor de potencia (f.p.).
- Sobrecalentamiento/sobrecarga de los generadores de emergencia.
- Disparos frecuentes de interruptores.

5.8.1 Síntomas de armónicos

- Sobrecalentamiento y daño de conductores eléctricos, particularmente el neutral de un sistema trifásico.
- Sobrecalentamiento y daño prematuro de transformadores.
- Reducción de eficiencia, sobrecalentamiento y fallo prematuro de motores de inducción debido a: corrientes de armónicos, voltaje de armónicos y corrientes de secuencia negativa, particularmente la quinta armónica (5a.)

5.8.2 Causas de armónicos

El uso de cargas no lineales como son:

- Computadoras.
- Dispositivos de frecuencia variable.
- Rectificadores usados solos o adentro de un UPS.
- Interruptores electrónicos.
- Algún otro equipo basado en microprocesadores.

5.8.3 Soluciones para armónicos

- Diseñar la instalación para sobrevivir con armónicos, instalando neutrales mayores (doble idealmente). Utilizar transformadores de aislamiento delta-estrella tipo K, **NO** un estrella-estrella, porque el problema sigue para adelante.
- Reducir/mitigar corrientes de armónicos, utilizando filtros, cortadores de onda o transformadores zig-zag. Si el problema es en la 5a. o 7ma. armónica usar filtros.

5.9 Problemas causados por transientes

- Destrucción completa de equipo computarizado.
- Efecto disruptivo en lógica de computadoras.

5.9.1.1 Causas de transientes

Externas al edificio (35%)

- Rayos.
- Desviación del factor de potencia de la instalación.
- Transferencia de la instalación a la fuente.

Internas al edificio (65%)

- Arranque de motores para aires acondicionados, elevadores y otros equipos mayores.
- Banco de capacitores para corrección del factor de potencia (f.p.) del edificio.
- Soldadoras de arco.
- Equipo de oficina como: impresoras láser, copiadoras, etc.

6. DISEÑO DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN LA AUTOMATIZACIÓN DE LA REFINERÍA

El objetivo de este capítulo es presentar todas las posibles estrategias de control que se espera implementar, para lograr una efectiva automatización de la refinería. A continuación se presentan varias estrategias:

Para la cristalización y desarrollo de la templa se seguirán los siguientes pasos:

6.1 Estado de arranque para el tacho

El sistema verifica que todas las válvulas y equipos del tacho estén en posición de arranque, los cuales son:

6.1.1 Válvulas

Descripción:	Posición:
Válvula de descarga	Cerrada
Válvula alimentación de jarabe o licor	Cerrada
Válvula alimentación agua fría	Cerrada
Válvula alimentación agua caliente	Cerrada
Válvula escoba	Cerrada
Válvula que rompe vacío	Cerrada
Válvula agua para sello bomba de vacío	Cerrada
Válvula de succión agua condensador	Cerrada

6.1.2 Equipos

Descripción:

Motor bomba de vacío
Motor del revolvedor de masa

Posición:

Disponibile, parado
Disponibile, parado.

6.1.3 Levantar vacío al tacho

El sistema arranca el motor de la bomba de vacío, abre la válvula de agua para sello de la bomba, abre 100% la válvula de succión de agua para el condensador y espera que el tacho levante vacío hasta el parámetro especificado (4.5 psia).

6.1.4 Alimentación de licor o jarabe

Se abre la válvula de alimentación, dejando pasar el licor o jarabe que se cristalizará, esperando que llegue al valor especificado de nivel (22%), el cual es el de llenado total de la calandria.

6.1.5 Concentración del licor o jarabe

El sistema abre la válvula de vapor hacia la calandria, lo suficiente para llegar al parámetro de control de presión de vapor, el cual es de 24 psia.

En este punto el control de vacío debe mantener su punto de control, regulando la entrada de agua al condensador.

6.1.6 Determinación del punto de saturación

El punto de saturación se calcula a base de la ecuación de HOLVE, la cual es la relación de las temperaturas de saturación del vapor a la presión del tacho, y la temperatura de ebullición de la solución azucarada a la misma presión. Esto sería de la siguiente manera:

$$\frac{T_w - K}{T_s - K} = \tan \phi$$

La relación de la tangente ϕ con la sobresaturación es lineal, según datos obtenidos por HOLVE y COLE, para rangos de purezas y presiones de trabajo en los tachos.

6.2 Desarrollo de una templa en refinería

El desarrollo de una templa en refinería, da inicio al levantar vacío el tacho, y al llegar al parámetro especificado de vacío mínimo de carga, se abre la válvula automática de alimentación, permitiendo el flujo de licor hacia el tacho, hasta alcanzar el valor en porcentaje especificado de carga del tacho, en el cual la válvula de alimentación de licor se cierra.

En este punto la válvula automática de vapor abre para iniciar la concentración del licor, manteniéndose durante este proceso, constante el nivel especificado de carga. Al llegar al brix especificado de aviso, que se obtiene del sensor de densidad nuclear, se da un mensaje en la pantalla para preparar la semilla. Se empieza a elevar la presión absoluta dentro del tacho de acuerdo a los parámetros ingresados de vacío de operación y vacío de siembra.

Al llegar al parámetro de brix de semillamiento da un mensaje en la pantalla y en este momento se introduce la semilla. El vapor de esta etapa se mantiene en un valor de presión más bajo al de operación normal. Después de un tiempo especificado en el sistema, se empieza a recuperar la presión de vacío de operación, así como la presión de vapor de operación, lo cual se hace en un tiempo también especificado en los parámetros.

En este punto se inicia el desarrollo de la templa, el cual se realiza de acuerdo a una correlación lineal específica, según los parámetros fijados, y correlaciona nivel con brix de la templa. En un nivel intermedio especificado se da un tiempo también específico para el lavado de la masa, en el cual no hay alimentación de licor, después de esto continua el desarrollo de la templa, hasta llegar al nivel final definido en los parámetros, en el cual se da punto a la templa. La consistencia final, esta ligada a la potencia desarrollada por el revolovedor, la cual por medio de una señal de amperaje definida, cierra todas las alimentaciones, y da un aviso para la descarga de la templa.

6.3 Secuencia de paradas por falla en equipos refinería de azúcar

- En caso de falla del gusano de alimentación de azúcar húmeda, hacia refinería, dar una alarma audible, y detener centrífugas 4, 5,6 y 7 de fábrica. Si a los 15 minutos el problema persiste, hacer los cambios pertinentes para operar dichas centrífugas con flujo de descarga hacia fábrica.
- Si falla el movimiento del conductor de faja, dar una alarma audible y detener el gusano y las centrífugas 4, 5, 6 y 7 de fábrica. Si a los 15 minutos el problema persiste, hacer los cambios necesarios para operar dichas centrífugas con flujo de descarga hacia fábrica.

- Si falla el elevador de azúcar húmeda hacia disolución, dar una alarma audible y luego detener el conductor de faja, el gusano y las centrifugas 4, 5, 6 y 7 de fábrica. Si a los 15 minutos persiste el problema, hacer los cambios necesarios para operar dichas centrifugas con flujo de descarga hacia fábrica.
- Si el nivel en el tanque disolutor llega al mínimo permisible, cerrar el flujo de vapor hacia el tanque.
- Si falla el agitador en el tanque de disolución, detener el gusano y las centrifugas 4, 5, 6, y 7 de fábrica.
- Si falla la bomba de alimentación al tanque de tratamiento 1, dar una alarma audible, y accionar la bomba auxiliar. Si fallan ambas, detener la disolución.
- La válvula de recirculación de derretido debe ser controlada por los niveles máximos del tanque pulmón, los tanques de tratamiento 1 y 2, y el tanque de licor tratado. Se debe tener la opción de trabajar con descarga de menos centrifugas hacia refinería.
- Si el flujo de derretido hacia el tanque de tratamiento 1 se hace cero, parar la dosificación de carbón y recircular al tanque de carbón.
- Si el nivel del tanque de carbón alcanza el máximo permisible, hacer recirculación en el tanque de preparación.
- Si el flujo de derretido se hace igual a cero, parar la dosificación de tierra de infusorios y recircular al tanque de filtro ayuda.
- Se necesita sensor el nivel del tanque de agua dulce. Un bajo nivel, requiere alimentación del tanque de agua caliente, y un nivel alto requiere evacuar el excedente a zanja.
- En el tanque de agua caliente, si el nivel llega al máximo permisible, regular el flujo de alimentación y en último caso rebalsar el excedente a zanja. Si alcanza el mínimo nivel, regular el flujo de agua de fábrica, y/o compensar con agua caliente del tanque de centrifugas.

- En el tanque de agua caliente de centrifugas, si el nivel llega al máximo permisible, compensar al tanque de agua caliente, o abrir zanja, y si llega al mínimo permisible, compensarlo con agua del tanque de agua caliente.
- Cuando falle una bomba, dar una alarma audible, y accionar la bomba auxiliar. En caso de falla de ambas, dar una alarma audible y detener la parte del proceso afectada.
- En los filtros se desea controlar la formación de la precapa, midiendo un brix mínimo, la saturación de la misma por medio del control de la presión o la medición de flujos de descarga, la razón de flujo de alimentación, y la descarga de los filtros, controlando que si se alcanza el nivel superior en el tanque de primera filtración, se recircule al tanque de licor tratado, y si el nivel llega al mínimo permisible, recircular licor final al tanque de primera filtración. Si se alcanza el nivel superior en el tanque de licor final, recircular al tanque de primera filtración, y si se alcanza el mínimo parar la bomba de alimentación a los depósitos de licor final.
- En la operación de lo tachos se desea controlar el nivel de los tanques de jarabes y licor, para que se decida si es el momento de inicializar el proceso. Los tanques a controlar para los distintos tipos de masa son:

para masa 1a.	TKs	L,L
para masa 2a.	TK	A
para masa 3a.	TK	B
para masa 4a.	TK	C

Durante la operación se debe mantener control constante del vacío, la velocidad de evaporación (controlando el flujo de vapor y la alimentación de jarabe o licor) y la potencia desarrollada por el revolvedor.

6.4 Ciclo de cristalización

- Cuando los medidores de densidad nuclear marquen cero brix, soplar el tacho durante 2 minutos con vapor de escoba, descargar al mezclador y luego soplar 3 minutos más, descargando al tanque de agua dulce.
- Cerrar válvula de descarga y levantar vacío.
- Cuando el vacío llegue a 25 pulgadas de mercurio, abrir válvula para alimentar licor, hasta 10 pulgadas arriba de la primera luceta.
- Abrir válvula de vapor para llegar a 80 - 81 brix.
- A las condiciones de 81 brix, 24 pulgadas de mercurio de vacío, 145 °F en la masa y sobresaturación de 1.20, introducir la semilla.
- Mantener las condiciones durante 5 minutos alimentado agua caliente a la masa.
- Normalizar el vacío de 25 pulgadas de mercurio.
- Empezar a alimentar la masa con licor, subiendo el brix de 81 a 86 en 10 minutos.
- Seguir la alimentación para mantener la masa a 86 brix.
- A $\frac{3}{4}$ de la altura entre las lucetas, subir el brix a 90, hasta cubrir la penúltima luceta.
- Cerrar flujo de alimentación y flujo de vapor.
- Descargar.

En la finalización del proceso automatizado, antes de darle punto a la templa, se debe controlar el nivel del mezclador, para decidir si se este en condición de darle punto, y antes de descargar, asegurarse que el mezclador este vacío.

- Si falla el movimiento del mezclador, no descargar ningún tacho, siguiendo las templeas, hasta antes de darles punto. Hacer una medición del tiempo de

parada, controlándole el nivel, y agregar agua, si el tiempo de paro se hace igual a 5 minutos.

- Las fallas más comunes en una centrífuga serían:
 - ◆ No abre compuerta de carga.
 - ◆ No carga.
 - ◆ No lava.
 - ◆ No entra a alta velocidad.
 - ◆ No abre compuerta de descarga.
 - ◆ Disparo por cabeceo.
 - ◆ Disparo por sobrevelocidad.
 - ◆ Pastillas de freno no abren.
 - ◆ No frena.

En caso de alguna de estas fallas, se deberá dar una alarma audible y visual, sacar la centrífuga de operación y operar con las otras.

- En caso de falla del gusano y elevador de azúcar húmeda, el gusano alimentador, la secador y enfriadora (movimiento o ventilador), detener los equipos hacia atrás.
- Si falla el elevador de azúcar de mezclas, parar el gusano y la alimentación, verificando el nivel de la tolva que se esta llenando y al alcanzar el nivel máximo permisible, detener los equipos. Hay que tomar en cuenta que además de las segundas, se puede envasar directo, las primeras y terceras.
- Si falla el movimiento del elevador de azúcar seca, parar los equipos.
- Si falla el gusano de mezclas, verificar el nivel de la tolva llenándose, y si llega al máximo permisible, completar el ciclo de las centrífugas, dejando parada cada una al finalizar su ciclo y entonces detener los equipos.

- En caso de falla en la romana de llenado, revisar la alarma dada por la romana, y controlar el nivel de la tolva de envase, si llego al máximo permisible, hacer rutina de parada de equipos, según el tipo de masa que se está purgando.

A continuación se muestra el listado de instrucciones para la operación en automático de un tacho de refinería:

```
INDEPENDENT_SEQUENCE {*****
**      INDEPENDENT SEQUENCE      **
**      CONTROL BLOCK             **
**      TACHO # 1 REFINERÍA       **
*****}
```

```
CONSTANTS {*****
* specify any Constants          *
*   in the following format:     *
*****
* 12_char_name = value;         *
*****}
```

```
VARIABLES {*****
* specify any Block Local Variables *
*   in the following format:       *
*****
* 12_char_name [ , 12_char_name ] : type; *
*                                     *
* where type is one of B, I, R, S, S12, S6 *
*****}
```

USER_LABELS

```
{*****  
* specify any user labeled parameters  
* in one of the following formats: *  
*****  
* 10_char_name: : B100nn; n = 01 - 24 *  
* 10_char_name: : B000nn; n = 01 - 26 *  
* 10_char_name: : BA00nn; n = 1 - 4 *  
* 10_char_name: : R100nn; n = 01 - 15 *  
* 10_char_name: : R000nn; n = 01 - 15 *  
* 10_char_name: : RA00nn; n = 1 - 2 *  
* 10_char_name: : I1000nn; n = 1 - 8 *  
* 10_char_name: : I0000nn; n = 1 - 5 *  
* 10_char_name: : IA0001; *  
* 10_char_name: : SNO0nn; n = 01 - 10 *  
*****
```

```
vacio:RI0001;  
nivel:RI0002;  
dens:RI0003;  
SEED_TIME:RI0008;  
VAC_MIN:RI0007;  
NIV_INT:RI0009;  
SOAK_TIME:RI0010;  
NIV_CGA:RI0011;  
DENS_SEED:RI0012;  
NIV_FIN:RI0013;  
SPVAC_CON:RI0014;  
SECO:B00001;  
SEC1:B00002;  
SEC2:B00003;  
SEC3:B00004;  
SEC4:B00005;  
SEC5:B00006;  
SEC6:B00007;  
SEC7:B00008;  
SEC8:B00009;
```

```

*****
* specify any subroutines *
*****
* SUBROUTINE name ( formal arguments ) ; *
* VARIABLES subr. Local variables ; *
* STATEMENTS *
* ; *
* ENDSUBROUTINE *
*****

```

```

*****
* specify any *
* Standard Block Exception Handlers *
*****
* BLOCK_EXCEPTION exc_name [DISABLE ] *
* STATEMENTS *
* ; *
* ENDEXCEPTION *
*****

```

STATEMENTS

```

*****
* Specify the statements here *
*****

```

```

$$INICIO1$$
START_TIMER(::TIMT1R.TIMR1,0.0);
WHILE vacio > VAC_MIN DO
WAIT 1;
ENDWHILE;
SECO:=TRUE;
IF SEC1=FALSE THEN
    ::PIC682101C.MA:=FALSE;
    ::PCI682101C.OUT:=0.0;
    ::SWC682100C.TOGGLE:=FALSE;
    ::LIC682100C.MA:=FALSE;

```

```

        ::LIC682100C.OUT:0.0;
ENDIF;
$$CARGA2$$
SENDMSG("TACHO CARGANDO") TO MSGGR4;
IF SEC2=FALSE THEN
    WHILE nivel < NIV_CGA DO
        ::LIC682100C.MA:=FALSE;
        ::LIC682100C.OUT:=100.0;
    ENDWHILE;
    ::LIC682100C.OUT:=0.0;
ENDIF;
$$CONCENTRA3$$
SENDMSG("CONCENTRANDO") TO MSGGR4;
IF SEC3=FALSE THEN
    WHILE dens < DENS_SEED DO
        ::LIC682100C.SPT:=NIV_CGA;
        ::LIC682100C.MA:=TRUE;
        ::PIC682101C.SPT:=SPVAP_CON;
        ::PIC682101C.MA:=TRUE;
    ENDWHILE;
SENDMSG("AGREGAR SEMILLA") TO MSGGR4;
WAIT 1°;
ENDIF;
$$SEMILLADO4$$
SENDMSG("SEMILLADO") TO MSGGR4;
IF SEC4=FALSE THEN
START_TIMER(:,TIMT1R.TIMR2,0.0);
    WAIT SEED_TIME;
STOP_TIMER(:,TIMT1R.TIMR2);

```

```

ENDIF;
$$DESARRO_INI5$$
SENDMSG("TACHO EN DESARROLLO INICIAL") TO MSGGR4;
IF SEC5=FALSE THEN
    WHILE nivel < NIV_INT Do
        ::DIC682100C.LR:=TRUE;
        ::DIC682100C.MA:=TRUE;
        :SWC682100C.TOGGLE:=TRUE;
    ENDWHILE;
ENDIF;
$$LAVADO6$$
SENDMSG("LAVAR LA TEMPLA") TO MSGGR4;
IF SCE6=FALSE THEN
    ::DIC682100C.MA:=FALSE;
    ::DIC682100C.OUT:=0.0;
    START_TIMER(::TIMT1R.TIMR3.0.0);
    WAIT SOAK_TIME;
    STOP_TIMER(::TIMT1R.TIMR3);
ENDIF;
$$DESARRO_FIN7$$
SENDMSG("TACHO EN DESARROLLO FINAL") TO MSGGR4;
IF SEC7=FALSE THEN
    WHILE nivel < NIV_FIN DO
        ::DIC682100C.MA:=TRUE;
    ENDWHILE;
    ::DIC682100C.MA:=FALSE;
    ::DIC682100C.OUT:=0.0;
SENDMSG("TACHO PARA DAR PUNTO") TO MSGGR4;
ENDIF;

```


\$\$DESCARGA8\$\$

IF SEC8=FALSE THEN

 WAIT UNTIL nivel < NIV_CGA AND dens < DENS_SEED;

 STOP_TIMER(::TIMT1R.TIMR1);

ENDIF;

SEC8:=TRUE;

SENDMSG("TACHO DESCARGADO") TO MSGGR4;

ENDSEQUENCE

7. DISEÑO ELÉCTRICO DE UNA REFINERÍA DE AZÚCAR

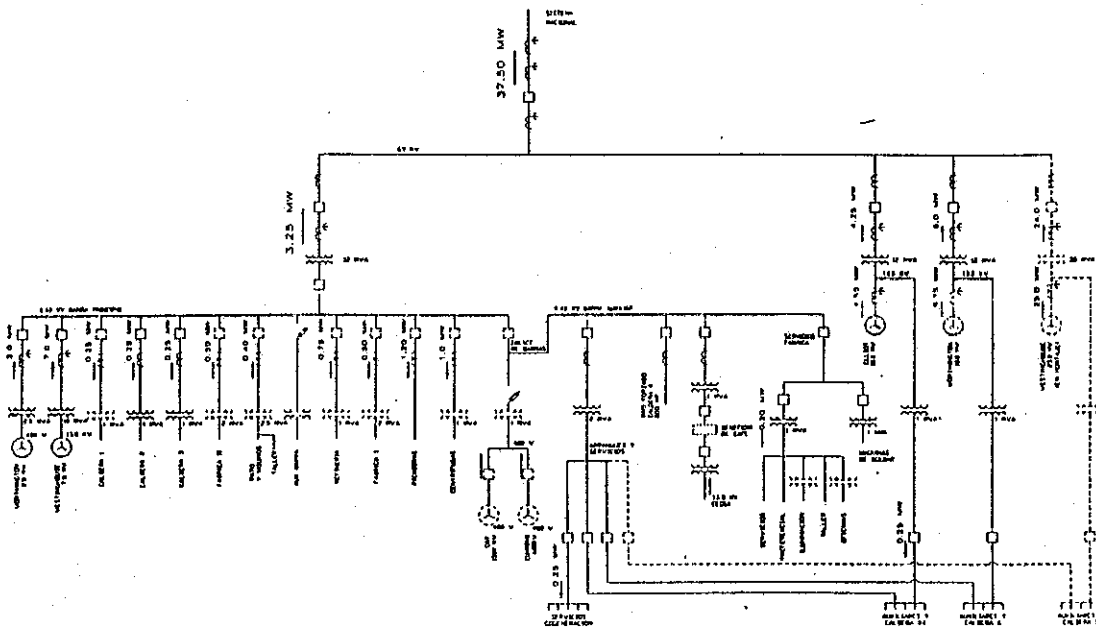
En el Ingenio Concepción, cada área del mismo, se encuentra independizada en lo que se refiere al sistema eléctrico; es decir, que cada área es alimentada por un transformador propio que se encarga de mantener las cargas conectadas al mismo, este transformador es alimentado de la barra de 4160 volts, a la cual se encuentran conectados los turbogeneradores que trabajan para fábrica, siendo éstos: 1 de 7.5 MW y 13800 voltios, y el otro de 2.5 MW y 480 volts, los cuales a la vez tienen sus propios transformadores para lograr el voltaje con que se trabaja la barra principal, es decir 4160 volts.

Por otra parte están los generadores que son exclusivos para la Generación, es decir para el cumplimiento del contrato que el ingenio mantiene con la EEGSA, estos son dos de 10 MW c/u, siendo uno con un voltaje de salida de 13800 volts y el otro de 12000 volts, éstos están conectados a la barra de 69000 volts, por medio de sus respectivos transformadores. Además esta en montaje otra unidad para la generación de 25 MW y 13800 volts de salida.

Además, existe un transformador llamado de ENLACE , el cual conecta las dos barras tanto de 69000 volts, como la 4160 volts, por lo cual en una emergencia, en la cual haya necesidad de sacar de línea los turbogeneradores de fábrica, las celdas se pueden alimentar con lo generado por los turbogeneradores de Generación, manteniendo la operación normal del ingenio.

Para un mejor entendimiento, se muestra a continuación un diagrama unifilar del sistema eléctrico del Ingenio Concepción.

Figura 20: Diagrama unifilar del ingenio



Fuente: Elaboración propia

En el caso de la refinería de azúcar, tenemos el transformador que alimenta todas las cargas que operan en dicha área, está conformada por 4 centros de control de motores (MCC), así como los tableros de alimentación de las centrífugas de refinería, estas son 5.

A continuación se detallaran las cargas de cada centro de control de motores

Tabla I: Centro de control de motores: A

No.	Identificación	h.p.	Amps.
1	Bomba #1 Precapa	25.00	31.5
2	Bomba #2 Precapa	25.00	31.5
3	Gusano sinfín alimentador tanque derretido	25.00	31.5
4	Ventilador enfriadora	25.00	31.5
5	Ventilador secadora	25.00	31.5
6	Faja azúcar húmeda	15.00	17.7
7	Disolutor de polvillo	10.00	14.0
8	Mezclador de Centrífugas	10.00	14.0
9	Motoreductor conductor de sacos	5.00	8.0
10	Agitador precapa	1.74	2.7
11	Agitador tierra de infusorios	1.74	2.7
12	Agitador carbón activado	1.74	2.7
13	Agitador licor tratado	1.74	2.7
14	Agitador tratamiento	2.30	3.6
15	Agitador tratamiento	2.30	3.6
16	Agitador preparación carbón	2.30	3.6
17	Agitador derretido	3.50	5.3
18	Bomba #1 preparación de carbón	2.00	3.1
19	Bomba # 2 preparación de carbón	2.00	3.1
20	Bomba #1 tierra de infusorios	2.00	3.1
21	Bomba # 2 tierra de infusorios	2.00	3.1
22	Bomba #1 jarabe de centrifugas	15.00	18.7
23	bomba #2 jarabe de centrifugas	15.00	18.7
24	Bomba #1 Agua caliente centrifugas	15.00	18.7
25	Bomba #2 Agua caliente centrifugas	15.00	18.7

Fuente: Elaboración propia

Tabla II: Centro de control de motores: B

No.	Identificación	h.p.	Amps.
1	Bomba #1 disolutor de azúcar	15.00	19.5
2	bomba #2 disolutor de azúcar	15.00	19.5
3	Bomba #1 licor final	7.50	12.3
4	Bomba#2 licor final	10.00	12.8
5	Bomba #1 carbón activado	10.00	12.8
6	Bomba #2 carbón activado	10.00	12.8
7	Gusano refinería	20.00	24.0
8	Gusano corto azúcar húmeda lado elevador	10.00	13.5
9	Gusano corto de azúcar para mezclas	10.00	13.5
10	Bomba #1 lubricación centrífugas	0.75	1.6
11	Bomba #2 lubricación centrífugas	0.75	1.6
12	Motoreductor filtros Hércules	1.00	1.2
13	Bomba #1 licor tratado	30.00	38.1
14	Bomba #2 licor tratado	30.00	38.1
15	Bomba #1 primera filtración	30.00	38.1
16	Bomba #2 primera filtración	30.00	38.1
17	Bomba disolutor de terrones	20.00	26.7
18	Gusano azúcar alimentador tanque licor tratado	20.00	26.7
19	Bomba #2 disolutor de terrones	20.00	26.7
20	Bomba de la primera filtración	30.00	35.4
21	Aire acondicionado cuarto centrífugas	7.50	11.0
22	Bomba disolutor azúcar de cuarta	5.00	7.2
23	Movimiento enfriadora	25.00	29.5
24	Alimentador de primera	5.00	5.9

Fuente: Elaboración propia

Tabla III: Centro de control de motores C

No.	Identificación	h.p.	Amps.
1	Ventilador #1 lado subestación	1.00	1.8
2	Ventilador #2 lado Subestación	1.00	1.8
3	Ventilador #3 lado Calderas	1.00	1.8
4	Ventilador #4 lado Calderas	1.00	1.8
5	Bomba #1 agua condensada	20.00	24.8
6	Bomba #2 agua condensada	20.00	24.8
7	Elevador azúcar húmeda a secadora	10.00	14.0
8	Elevador azúcar húmeda al tanque de derretido	10.00	14.0
9	Elevador azúcar seca	10.00	14.0
10	Elevador azúcar para mezclas	10.00	14.0
11	Sinfin azúcar seca	15.00	18.0
12	Sinfin corto llenado secadora	10.00	14.0
13	Bomba vacío #1	25.00	32.0
14	Bomba vacío #2	25.00	32.0
15	Bomba vacío #3	25.00	32.0
16	Revolvedor tacho #3	75.00	85.0

Fuente: Elaboración propia

Tabla IV: Centro de control de motores: D

No.	Identificación	h.p.	Amps.
1	Bomba #1 agua dulce	3.00	5.0
2	Bomba #2 agua dulce	7.50	9.9
3	Filtro #1	1.00	1.6
4	Filtro #2	1.00	1.6
5	Filtro #3	1.00	1.6
6	Filtro #4	1.00	1.6
7	Agitador tacho #1	75.00	85.0
8	Agitador tacho #2	75.00	85.0

Fuente: Elaboración propia

Para describir los elementos de la instalación de un motor es conveniente tener los siguientes conceptos:

1. Corriente nominal de un motor: se denomina corriente nominal de un motor a la corriente que demanda cuando está trabajando a plena carga (potencia nominal)
2. Corriente de arranque de un motor: la corriente de arranque de un motor es la corriente que demanda cuando se pone en operación, y su valor es considerablemente mayor que la corriente nominal. La corriente de arranque depende de la reactancia del motor (inductiva).
3. Alimentador: el alimentador es el conductor que alimenta a un grupo de

motores eléctricos y su calibre se calcula de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$\begin{aligned} I &= 1.25 I_{pc} (\text{motor mayor}) + I_{pc} (\text{otros motores}) \\ I_{pc} &= \text{corriente a plena carga} \\ \sum I_{pc} &= \text{suma de las corrientes a plena carga de} \\ &\quad \text{varios motores} \end{aligned}$$

4. Circuitos derivados: los conductores que alimentan a cada motor de la instalación reciben el nombre de circuito derivado y van desde el tablero distribución o del alimentador a cada motor.
5. Protección del motor: la protección del motor tiene por objeto proteger al motor contra sobrecargas. Para evitar que el motor se sobrecaliente permitiéndose al motor solamente una sobrecarga del 25%, de manera que la protección del motor se selecciona para una corriente que es 25% mayor que la corriente nominal:

$$I = 1.25 I_{pc}$$

A continuación se presentan las siguientes tablas con los cálculos para cada uno de los centros de control de motores, en los cuales se agruparon los motores de iguales características para el desarrollo de las siguientes tablas:

Tabla V: Centro de control de motores: A

CONCEPTO	M1M2M3M4M5	M6	M7M8	M9	M10M11M12M13	M14M15M16	M17	M18M19M20M21	M22M23M24M25
Potencia en HP	25	15	10	5	1.74	2.3	3.5	2	15
Amperaje nominal	31.5	17.7	14	8	2.7	3.6	5.3	3.1	18.7
1.25* Corriente a plena carga (A)	39.4	22.1	17.5	10	3.4	4.5	6.6	3.9	23.4
Calibre conductor									
Circuito derivado THW	8	10	12	14	14	14	14	14	10
Díámetro de conduit	3/4"	3/4"	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	3/4"
Protección del motor	39.4	22.1	17.5	10	4.5	6.6	6.6	3.9	23.4
Nema	2	2	1	0	0	0	0	0	2

Fuente: Elaboración propia

Tabla VI: Centro de control de motores: B

CONCEPTO	M1M2	M3	M4M5M6	M7	M8M9	M10M11	M12	M13M14M15M16	M17M18M19	M20	M21	M22	M23	M24
Potencia en HP	15	7.5	10	20	10	0.75	1	30	20	30	7.5	5	25	5
Amperaje Nominal	19.5	12.3	12.8	24	13.5	1.6	1,2	38.1	26.7	35.4	11	7.2	29.5	5.9
1.25* Corriente a plena carga (A)	24.4	15.4	16	30	17	2	1,5	47.6	33.4	44.25	13.6	9	36.9	7.4
Calibre conductor circuito derivado THW	10	12	12	8	12	14	14	8	10	8	12	14	8	14
Díámetro de conduit	3/4"	1/2"	1/2"	3/4"	1/2"	1/2"	1/2"	3/4"	3/4"	3/4"	1/2"	1/2"	3/4"	1/2"
Protección del motor	24.4	25.4	16	30	17	2	1.5	47.6	33.4	35.4	13.8	9	36.9	7.4
Nema	2	11	1	2	1	0	0	3	2	3	1	0	2	0

Fuente: Elaboración propia

Tabla VII: Centro de control de motores: C

CONCEPTO	M1M2M3M4	M5M6	M7M8M9M10M12	M11	M13M15M16	M4
Potencia en HP	1	20	10	15	25	75
Amperaje nominal	1.8	24.8	14	18	32	85
1.25* corriente plena carga (A)	2.25	31	17.5	22.5	40	106.25
Calibre conductor circuito derivado THW	14	8	12	10	8	2
Diámetro de conduit	1/2"	3/4"	1/2"	3/4"	3/4"	1 1/4"
Protección del motor	2.25	31	17.5	22.5	40	106.25
Nema	0	2	1	2	2	4

Fuente: Elaboración propia

Tabla VIII: Centro de control de motores: D

CONCEPTO	M1	M2	M3	M4	M5M	M6	M7	M8
Potencia en HP	3.0	7.5	1.0	1.0	1.0	1.0	75.0	75.0
Amperaje Nominal	5.0	9.9	1.6	1.6	1.6	1.6	85.0	85.0
1.25* Corriente a plena carga (A)	6.25	12.4	2.0	2.0	2.0	2.0	106.25	106.25
Calibre conductor circuito derivado THW	14	14	14	14	14	14	1	1
Diámetro de conduit	3/4"	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	1 1/2"	1 1/2"
Protección del motor	6.25	12.4	2.0	2.0	2.0	2.0	106.25	106.25
Nema	0	1	0	0	0	0	4	4

Fuente: Elaboración propia

Ya con el cálculo de los motores de cada centro de control de motores, podemos calcular el calibre del conductor que alimenta cada centro de control de motores, utilizando la misma fórmula:

$$I = I_{pc} \text{ (del motor mayor)} + \sum I_{pc} \text{ (otros motores)}$$

Los siguientes resultados son los:

MCC: A	Conductor calibre	350 THHN
	Conduit:	3"
MCC: B	Conductor calibre	350 THHN
	Conduit	3"
MCC: C	Conductor calibre	350 THHN
	Conduit	3"
MCC: D	Conductor calibre	4/0 THHN
	Conduit	2 1/2"
CENTRÍFUGA 1	Conductor	4/0 THHN
	Conduit	2 1/2"

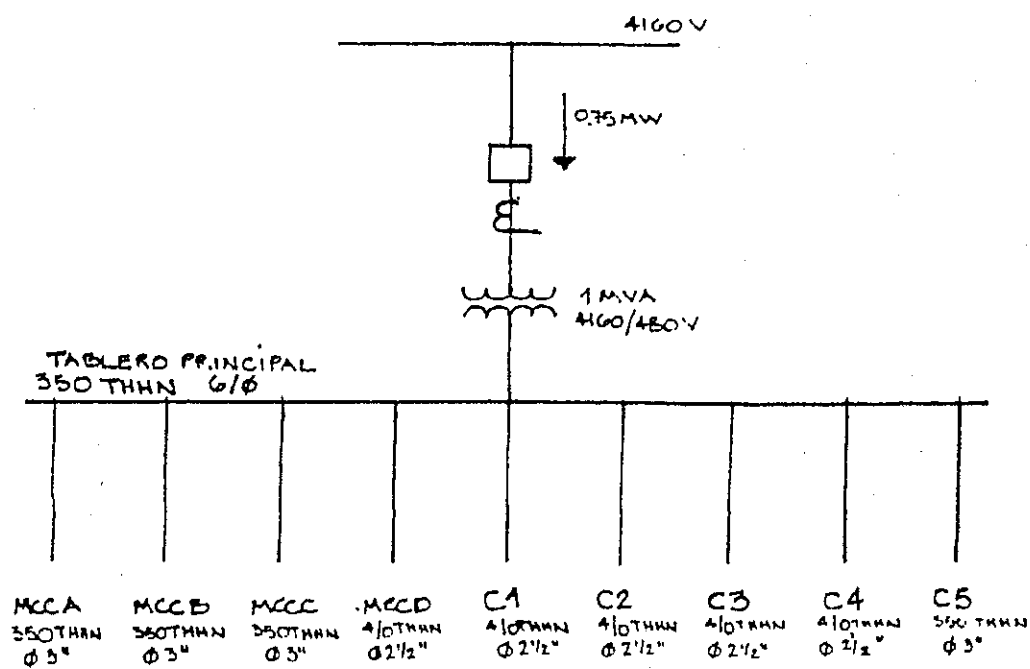
CENTRÍFUGA 2	Conductor	4/0 THHN
	Conduit	2 ½"
CENTRÍFUGA 3	Conductor	4/0 THHN
	Conduit	2 ½"
CENTRÍFUGA 4	Conductor	4/0 THHN
	Conduit	2 ½"
CENTRÍFUGA 5	Conductor	350 THHN
	Conduit	3"

Considerando que en cada uno de los diferentes centros de control de motores, aparecen equipos con las mismas características, por la razón de que se tiene equipo de respaldo, para poder seguir operando en caso de dañarse alguna de las unidades, se considera que la carga total de cada MCC, no es igual a la sumatoria de todas sus cargas, se estaría considerando un 80% de la misma.

De esta manera, se calcula el calibre del conductor que alimenta al tablero principal, siendo éste un calibre **350 THHN , 6 por fase.**

A continuación se muestra el diagrama unifilar de la refinería de azúcar:

Figura 21: Diagrama unifilar de la refinería de azúcar



Fuente: Elaboración propia

CONCLUSIONES

1. Los procesos de refinación del azúcar son muy delicados porque condicionan la calidad del producto final, de tal forma que los clientes exigen el cumplimiento de normas de tamaño de grano, forma, color, etc. por lo que la automatización en la refinería reduce al mínimo la incertidumbre del error humano.
2. La adecuada instalación y protección de los sistemas y equipos garantiza el funcionamiento ininterrumpido del proceso, al no haber pérdida del control automático, asegurando a la vez que la vida de los equipos electrónicos se prolongue.

RECOMENDACIONES

1. Implementar la automatización del proceso de refinación del azúcar, considerando los costos del equipo, de forma que de no hacer una inversión única, sea posible un programa escalonado para la adquisición, instalación y puesta en marcha de la misma.
2. No escatimar la compra de equipos de protección tales como: UPS, supresores de picos y armónicas, etc. , ya que éstos protegen el equipo de control y permiten un funcionamiento continuo y seguro.
3. Implementar el control por cascada, debido a lo complejo del proceso de refinación del azúcar, con lo cual se lograría un mejor control del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

1. Bratu, N. y Campero E. **Instalaciones eléctricas**. México: Editorial Limusa, 1992.
2. Creus, Antonio. **Instrumentación industrial**. México: AlfaOmega Grupo Editorial, S.A. de C.V., 1997.
3. Foxboro, **Manual control de procesos**. s.d.e.
4. Harper, Enriquez. **Manual de instalaciones eléctricas residenciales e industriales**. México: Editorial Limusa, 1989.
5. Int'l Power Association. **Power Quality Solutions, technical Guide**.
6. Meade-Chen. **Manual del azúcar de caña**. México: Editorial Limusa, 1991.
7. Behrends, C. y Szkalnny, S. **Sistemas digitales de control de procesos e instrumentación**. Buenos Aires: Editorial Control, s.a.