

Capítulo 3

Automação microeletrônica na indústria sucroalcooleira

O capítulo 2 tratou a automação industrial para controle de processos em seus aspectos conceituais. Neste capítulo, a ênfase estará centrada na automação microeletrônica que ocorre no dia-a-dia do trabalho numa usina de açúcar e/ou álcool, denominada nesta Dissertação de usina Y. Para tanto, será detalhada nas operações unitárias da extração (recebimento da cana e moagem), no tratamento do caldo (aquecimento, decantação e evaporação), na produção de açúcar (cozimento, cristalização e secagem) e de álcool (fermentação e destilação) e por fim na caldeira e produção de energia.

3.1. Implantação dos controles de processo por operação unitária

É sabido que as canas velhas provocam a inversão da sacarose do caldo, aumentando assim o conteúdo de polissacarídeos, principalmente a dextrana, que leva ao aumento da acidez e conseqüente diminuição da pureza.

Desta maneira, o corte influi na velocidade de deterioração da cana, pois a cana cortada se deteriora mais rápido do que a cana em pé e a cana queimada mais rápido do que a cana cortada. Portanto, o tempo de deterioração da cana depende muito mais de sua variedade do que da velocidade de transporte da matéria-prima do campo para a indústria.

A dextrana e o almidom são polissacarídeos introduzidos em grandes quantidades no processo pelo atraso das canas e pelas matérias estranhas, causando dificuldades no processo, como o aumento excessivo da viscosidade dos caldos, a redução da velocidade de cristalização da sacarose, a deformação dos cristais da sacarose, influenciando negativamente no esgotamento e na centrifugação e redução geral da eficiência econômica da usina (SMAR, 1999).

O brix do caldo extraído é um indicador importante para o controle do processo produtivo, já que o brix do caldo que é medido na extração¹⁴⁴ do primeiro terno é o chamado índice da tendência do rendimento, e o brix do caldo misto, medido posteriormente, é o chamado índice da quantidade de água a evaporar. A diferença entre eles é um índice chamado de “dissolução proporcional” que serve para controlar a quantidade de água incorporada no processo de extração. Como se trata de um sistema integrado, é fundamental determinar a carga de trabalho dos evaporadores e cozedores e a demanda de vapor para o processo, fechando-se desta maneira a malha de controle.

Diante do que foi exposto, percebe-se que a pureza do caldo serve como base de cálculo aproximado das perdas. Sendo assim, a diminuição de pureza significa aumento dos não-açúcares a separar, tendo como consequência uma maior quantidade de mel final e, portanto, um aumento das perdas de açúcar, aumentando o consumo de vapor por unidade de açúcar produzido e diminuindo naturalmente a produtividade do processo.

Contudo, outros fatores, como a qualidade do produto final, do próprio processo, as manutenções preventivas, entre outros, quando integrados, tornam a produção sucroalcooleira ainda mais complexa, pois aumentam as exigências industriais para que o Planejamento e Controle da Produção (PCP) possa ser o mais eficiente possível.

Assim, para a gerência industrial obter aumentos de produtividade, torna-se necessário aproximar ao máximo a produção real com a capacidade nominal das máquinas e equipamentos, reduzindo ao mínimo as horas de parada na produção de safra, além de operar com aproveitamento das sobras industriais convertidas no próprio processo industrial (como a energia elétrica e o vapor vegetal gerados), em produtos comercializáveis (como a cogeração de energia elétrica), ou utilizáveis na agricultura canavieira (como a torta de filtro), entre outros (ver anexo 5).

¹⁴⁴ A fibra da cana tem um efeito notável sobre a extração, ou seja, quanto maior a quantidade de fibra, menor será a extração.

3.1.1. Automação na extração do caldo

A automação no processo de extração do caldo envolve o recebimento da cana-de-açúcar na mesa alimentadora, sua lavagem e moagem.

Para a automação na alimentação de cana, existe um equipamento que consiste em medir e controlar o nível de cana no chute-donelly do primeiro terno da moenda, atuando na velocidade da esteira de borracha. A velocidade da esteira metálica é sincronizada com a velocidade da esteira de borracha, controlando assim as esteiras de alimentação de cana para a moenda.

É realizada também uma proteção das turbinas dos picadores e desfibradores para evitar embuchamento nesses equipamentos, através da medição de rotação das turbinas. A proteção atua na velocidade da esteira metálica até que a turbina recupere a sua velocidade normal de trabalho.

No caso do controle de velocidade das turbinas das moendas, consiste em medir e controlar o nível de cana desfibrada no chute-donelly do segundo ao último terno da moenda, atuando na velocidade da turbina de acionamento do respectivo terno.

Para o controle de vazão de água de embebição, consiste em medir e controlar a vazão de água utilizada para a lavagem e “amolecimento” da cana. Este controle pode ter um *set-point* local para manter uma vazão fixa ou ter um *set-point* remoto, através da rotação da turbina do primeiro terno.

Quanto ao controle de nível da caixa de caldo, consiste em medir e controlar tal nível, atuando na velocidade da turbina do primeiro terno da moenda. Para a limpeza automática da peneira de caldo e dos ternos da moenda faz-se o controle através de válvulas *on/off* de vapor ou água quente. O controle consiste em efetuar limpezas automáticas temporariamente com intervalos programados.

Para este sistema de extração de caldo, como um todo, existem comandos de intertravamento de motores e monitoração e alarme de variáveis auxiliares que servem para paralisar o processo produtivo quando as “panes” ocorrerem.

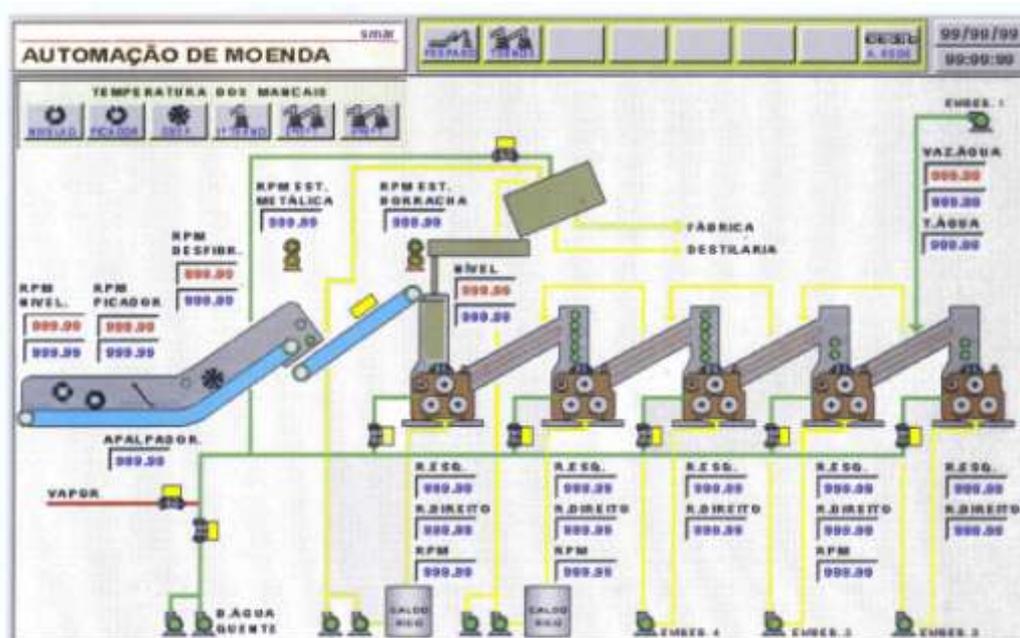
O comando e intertravamento de motores permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da moenda.

Na usina Y, para a monitoração e alarme de variáveis auxiliares, existem medidores espalhados por todo o sistema de extração com a finalidade de:

- Medição de flutuação do rolo superior dos ternos de moenda;
- Medição de temperatura dos mancais das turbinas, redutores, moendas, picadores, desfibradores, volandeiras e pinhões;
- Medição de temperatura da água de embebição;
- Medição de temperatura do vapor para as turbinas;
- Medição de pressão do vapor para as turbinas;
- Medição de pressão de óleo de lubrificação das turbinas e moendas;
- Medição de rotação das mesas alimentadores, esteiras e turbinas;
- Medição de umidade do bagaço.

A figura 3.1 a seguir ilustra o processo de automação no sistema de extração descrito anteriormente.

Figura 3.1: Tela de sinótico da automação de moagem (Conjunto com 5 ternos)



Fonte: SMAR (1999:33)

3.1.2. Automação no tratamento do caldo

A automação no processo de tratamento do caldo envolve as operações unitárias de aquecimento, decantação e evaporação através de controles de pH, temperatura, vazão e dosagem de material para que o processo sofra os ajustes necessários para a fabricação de açúcar e álcool.

O controle do pH é realizado tanto no caldo sulfitado quanto no caleado. No primeiro, o controle consiste em medir o pH do caldo após a sulfitação e controlar a velocidade do inversor de frequência da rosca sem fim que alimenta a vazão de enxofre para forno rotativo. No segundo, o controle consiste em medir o pH do caldo caleado e controlar a vazão de leite de cal para correção do pH do caldo¹⁴⁵. A dosagem de leite de cal pode ser feita através de válvula de controle ou de bomba dosadora com inversor de frequência, sendo esta última a mais recomendada.

O controle de temperatura do caldo consiste em medir a temperatura na saída dos aquecedores de caldo e controlar a vazão de vapor para os aquecedores, mantendo a temperatura ideal para a decantação.

O controle de vazão e divisão do caldo para os decantadores consiste em medir e controlar a vazão de caldo para os decantadores. Caso a Usina possua vários decantadores é recomendado fazer a divisão do caldo, medindo a vazão geral de caldo e distribuindo o caldo proporcionalmente para cada decantador. O nível da caixa de caldo calcado pode fazer parte do controle, alterando a vazão nos casos de níveis críticos (alto e muito baixo).

O controle de dosagem do polímero para os decantadores consiste em controlar a dosagem de polímero para cada decantador, em função da vazão de caldo, mantendo uma relação caldo x polímero.

¹⁴⁵ O controle de pH pode ser fracionário, com duas dosagens de leite de cal, uma dosagem na caleação em função da vazão de caldo e outra dosagem fina no balão flash, medindo o pH e controlando a dosagem de leite de cal.

E finalmente o controle de retirada de lodo dos decantadores consiste em medir a densidade do lodo na saída do decantador e controlar a vazão de saída do lodo através de uma bomba dosadora ou válvula rotativa.

De acordo com a SMAR (1999) e a usina Y, os resultados obtidos com os controles descritos anteriormente resumem-se em:

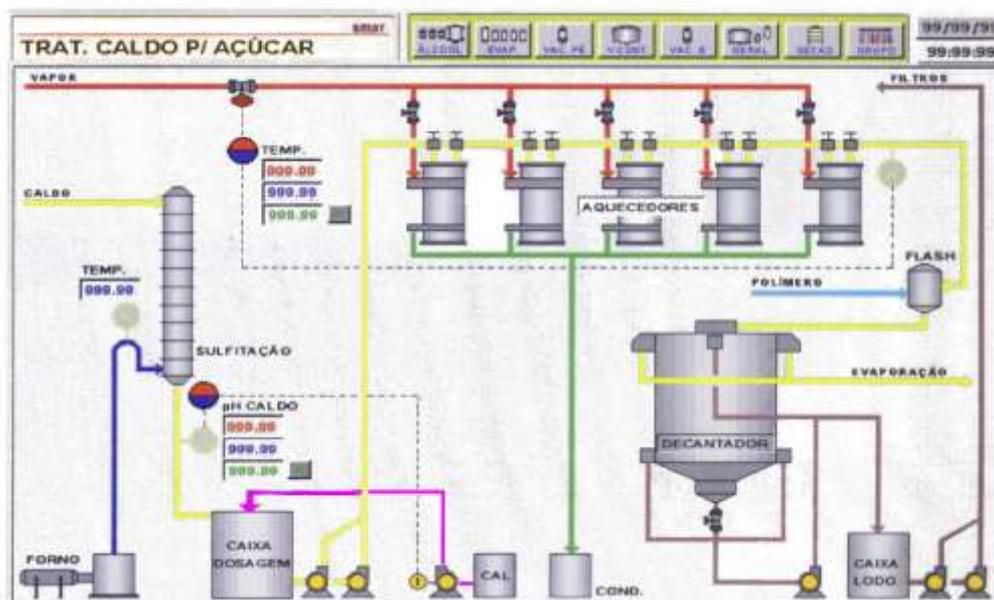
- Conteúdo de SO₂ do caldo (ppm) dentro dos parâmetros estabelecidos;
- Estabilidade do pH do caldo;
- Temperatura ótima para decantação;
- Maior remoção do lodo;
- Menor afetação na cor;
- Diminuição das perdas por inversão;
- Melhor recuperação dos filtros (pol da torta);
- Menor quantidade de mel na fábrica.

O material sedimentado nos decantadores (lodo) é enviado para a filtragem para ser realizada a recuperação da sacarose presente no lodo. Desta forma, a automação na filtragem do lodo é feita em três níveis: na caixa de lodo, no cocho de lodo e na preparação da torta de filtro.

O controle de nível da caixa de lodo consiste em medir o nível da caixa de lodo e controlar a velocidade do inversor de frequência do Filtro Rotativo, com um limite máximo e mínimo. O controle de nível do cocho de lodo consiste apenas em medi-lo e controlá-lo. O controle de preparo da torta de filtro consiste em medir a densidade da torta e dosar a vazão de bagacinho para a mistura com o lodo. A figura 3.2 apresenta a descrição do tratamento do caldo.

Com o tratamento realizado até o momento tem-se um caldo clarificado, que é basicamente açúcar dissolvido na água com certas impurezas. Agora é preciso evaporar a água, cuja operação unitária de evaporação irá realizar.

Figura 3.2: Tela de sinótico do tratamento do caldo.



Fonte: SMAR (1999:42)

Para tanto, alguns controles são essenciais para o processo de automação na evaporação, como um controle de nível da caixa de caldo clarificado, um controle de temperatura do caldo, um controle de nível dos pré-evaporadores, um controle de vazão e divisão do caldo para vários pré-evaporadores, um controle de nível das caixas e de vazão de caldo para a evaporação múltiplos efeitos, um controle de Brix do xarope, um controle de vácuo do último efeito da evaporação, um controle de retirada dos gases incondensáveis do 3° e 4° efeitos, um controle de nível das caixas de condensado, a monitoração e alarme de variáveis auxiliares, um comando de intertravamento de motores e por fim um sistema de supervisão.

O controle de nível da caixa de caldo clarificado consiste em medir tal nível abrindo uma válvula *on/off* de água quente, se ocorrer um nível crítico muito baixo. Esse controle é importante para não faltar líquido para os evaporadores, o que poderia aquecer os tubos da calandra e parar a geração do Vapor Vegetal, que causaria falta de vapor para os cozedores e aquecedores.

O controle de temperatura do caldo consiste em medir a temperatura do caldo antes da entrada no pré-evaporador, e controlar a vazão de vapor para o aquecedor de caldo. Esse controle é importante, pois o caldo irá entrar no pré-

evaporador perto de sua temperatura de ebulição, não prejudicando a eficiência do pré-evaporador.

O controle de nível dos pré-evaporadores consiste em medir e controlar o nível de caldo para garantir a máxima eficiência do pré-evaporador, pois um nível alto no pré-evaporador pode contaminar o Vapor Vegetal.

O controle de vazão e divisão do caldo para vários pré-evaporadores consiste em medir a vazão de caldo para cada pré-evaporador e distribuir a vazão proporcional para cada um, de modo que não falte caldo para nenhum pré-evaporador.

O controle de nível das caixas, da evaporação múltiplos efeitos, consiste em medir o nível de caixa da evaporação e controlar a vazão de entrada de caldo. Esse controle permite trabalhar com o nível ótimo para evaporação. Se o nível estiver muito baixo, a superfície de aquecimento dos tubos não será usada integralmente, e os tubos podem secar na parte superior. Se o nível estiver muito alto, a parte inferior do tubo fica afogada com caldo que se move à baixa velocidade, não obtendo por consequência, a máxima evaporação. O nível ótimo é aquele em que o líquido começa a ser arrastado para o topo dos tubos através das bolhas de vapor, com somente um pequeno fluxo na parte superior do espelho. Este nível varia com o tamanho dos tubos, temperatura, taxa de transferência de calor, incrustações e viscosidade do caldo. De acordo com a SMAR (1999), o nível ótimo está cerca de 25 a 40% da calandra.

O controle de vazão de caldo, para a evaporação múltiplos efeitos, consiste em medir e controlar a vazão de caldo na entrada do 1º efeito da evaporação. Esse controle pode trabalhar em cascata com o controle de nível do 1º efeito.

O controle de brix do xarope consiste em medir o brix do xarope e controlar a vazão de xarope na saída do último efeito da evaporação.

O controle de vácuo do último efeito da evaporação consiste em medir a pressão do corpo do último efeito, e controlar a vazão de água fria para o condensador barométrico ou multijato.

O controle de retirada dos gases incondensáveis do 3º e 4º efeitos consiste em medir a temperatura do vapor na calandra e a temperatura na saída dos gases, mantendo um diferencial de temperatura, controlando a vazão de saída dos gases.

O controle de nível das caixas de condensado consiste em medir o nível da caixa de condensado, controlando a vazão de condensado na saída da caixa. Esse controle garante a extração de condensado da calandra, permitindo que o evaporador trabalhe com sua máxima eficiência.

A monitoração e alarme de variáveis auxiliares refere-se às temperaturas do caldo clarificado, do corpo das caixas de evaporação, da calandra das caixas de evaporação, da água fria na entrada do multijato e da água quente na saída do multijato. Também se refere às pressões do corpo das caixas de evaporação, do Vapor de Escape e do Vapor Vegetal, além da condutividade do condensado.

O comando e intertravamento de motores permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da evaporação.

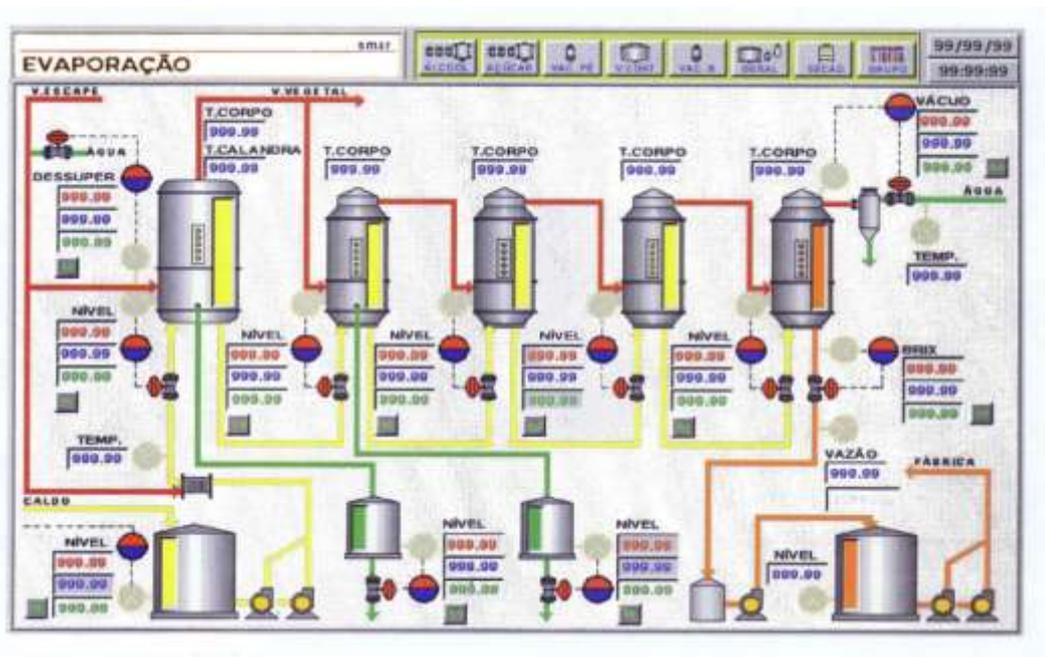
Finalmente, quanto ao sistema de supervisão, refere-se a um *software* de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.

De acordo com a SMAR (1999) e usina Y, alguns resultados obtidos com a automação da evaporação podem ser descritos como seguem abaixo:

- Estabilidade do brix do xarope;
- Garantia da geração de vapor vegetal na falta de caldo;
- Melhora na eficiência da evaporação;
- Diminuição da incrustação;
- Menor afetação na cor;
- Melhor aproveitamento da energia;
- Trabalho de cada efeito dentro dos parâmetros estabelecidos de pressão e temperatura.

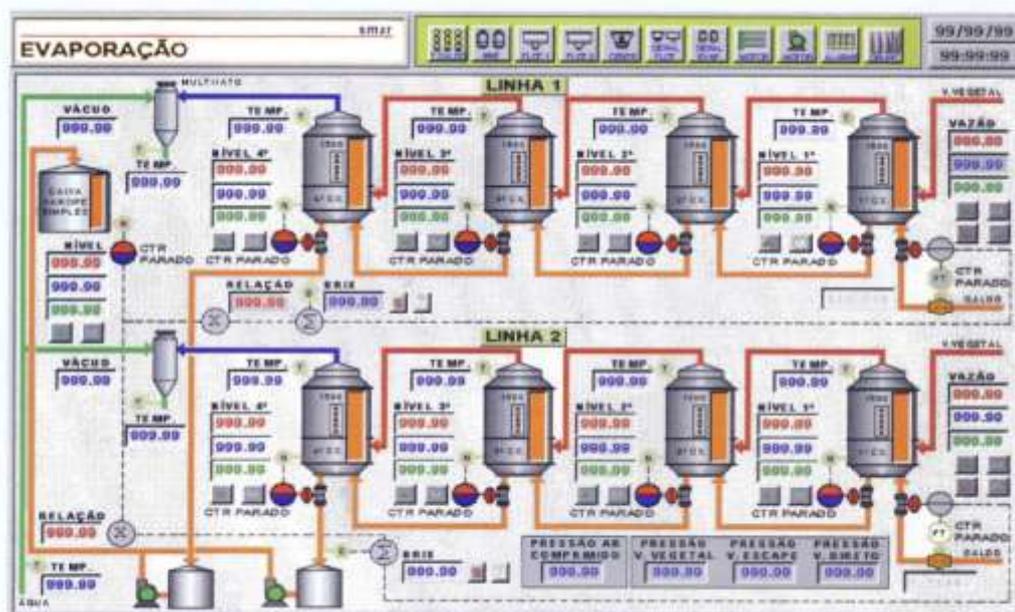
As figuras a seguir mostram as telas de sinótico referentes à automação na evaporação.

Figura 3.3: Tela de sinótico da evaporação (1)



Fonte: SMAR (1999:52)

Figura 3.4: Tela de sinótico da evaporação (2)



Fonte: SMAR (1999:52)

3.1.3. Automação no cozimento e cristalização

Quando o caldo da cana é concentrado, sua viscosidade aumenta e os cristais começam a aparecer tornando o caldo uma massa cozida, que devido a sua consistência não mais pode ser fervida em tubos estreitos. Por este motivo, nesta etapa, utiliza-se um cozedor à vácuo que na verdade trata-se de um evaporador de simples efeito para materiais densos e viscosos.

Para a automação no cozimento tornam-se fundamentais os controles de vácuo no corpo do cozedor, de pressão na calandra, de alimentação, de estabelecimento dos grãos após a granagem, de retirada dos gases incondensáveis da calandra, de controle de nível da caixa de condensado, de medição e alarme de variáveis auxiliares, de comando de válvulas *on/off*, de comando de intertravamento de motores e de comando de supervisão.

O controle de vácuo do corpo do cozedor consiste em medir o vácuo do corpo do cozedor e controlar a vazão de água para o multijato. Este controle, juntamente com o controle de pressão da calandra, será responsável pela manutenção da temperatura (uma das variáveis que afetam a supersaturação).

O controle de pressão da calandra mede a pressão da calandra do cozedor e controlar a vazão de vapor vegetal.

O controle de alimentação mede a concentração da massa cozida através de uma sonda de radiofrequência, refratômetro, condutivimento, entre outros, e controlar a alimentação de produto açucarado. Esse controle permite manter a supersaturação.

O controle de estabelecimento dos grãos após granagem mede a concentração de massa cozida e controlar a vazão de água para o cozedor. Permite manter a supersaturação e a taxa evaporativa após a sementeação.

O controle de retirada dos gases incondensáveis da calandra mede a temperatura do vapor na calandra e a temperatura na saída dos gases, mantendo um diferencial de temperatura e controlando a vazão de saída dos gases.

O controle de nível da caixa de condensado mede o nível da caixa de condensado e controla a vazão de condensado na saída da caixa. Esse controle garante a extração de condensado da calandra, permitindo que o cozedor trabalhe com sua máxima eficiência.

As medições e alarmes de variáveis auxiliares referem-se às medições de nível do cozedor, de temperatura da massa cozida, de temperatura do produto de alimentação, da corrente do motor do agitador mecânico, de temperatura da água na entrada e saída do multijato, de nível dos cristalizadores de massa cozida, de nível das caixas de xarope, méis, magma e sementeira e de pressão do coletor de vapor vegetal.

O comando das válvulas *on/off* permite o comando e seqüenciamento automático do cozimento, comandando as válvulas *on/off*, como, por exemplo, as válvulas de descarga de massa, de corte de massa, de quebra-vácuo, de vapor de limpeza, de semente, de água de limpeza, de limpeza dos visores e de liquidação.

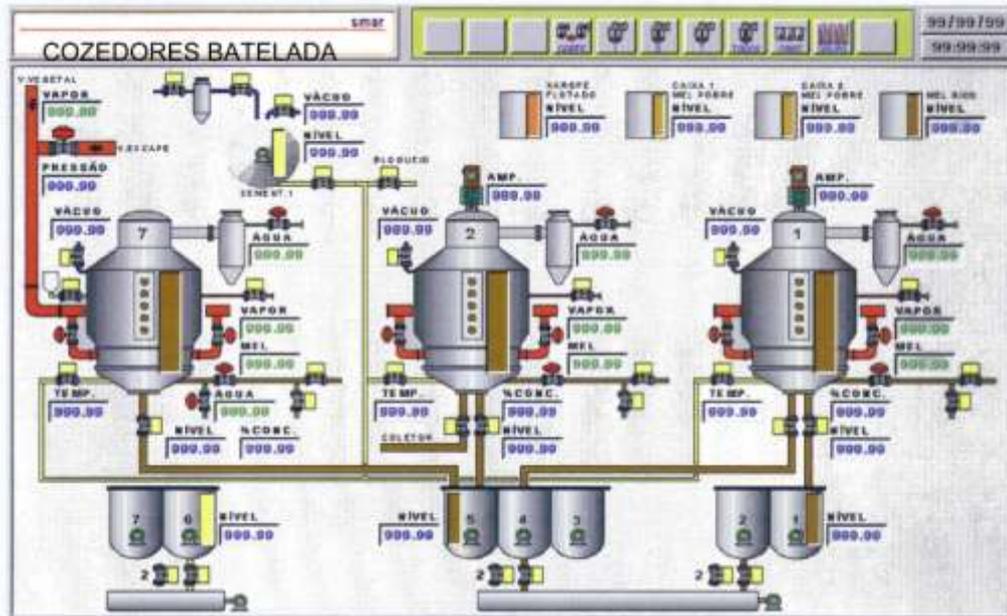
O comando e intertravamento de motores permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação dos cozedores.

E por fim, o comando de supervisão refere-se a um *software* de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, interligado a uma rede *Ethernet* para comunicação com os outros setores da Usina.

Conforme notas técnicas da Smar Equipamentos Industriais (1999) e da usina Y, alguns resultados obtidos com a automação dos cozedores podem ser resumidos abaixo:

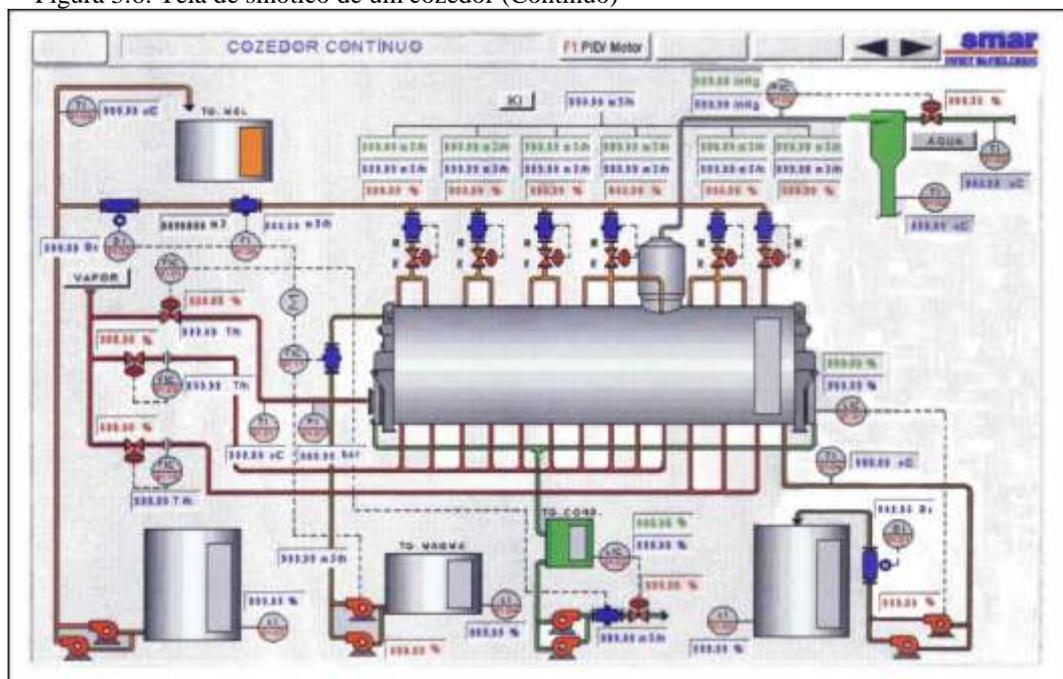
- Diminuição do tempo de duração do cozimento mais ou menos de 20 a 30%;
- Uniformidade e repetibilidade dos cozimentos, independente do operador que realiza o cozimento;
- Economia de vapor, água e potência da fábrica;
- Eliminação de formação de cristais falsos e grãos conglomerados;
- Melhor esgotamento da massa cozida;
- Padronização do tamanho e cor dos cristais;
- Melhora no rendimento em cristais

Figura 3.5: Tela de sinótico dos cozedores (Batelada)



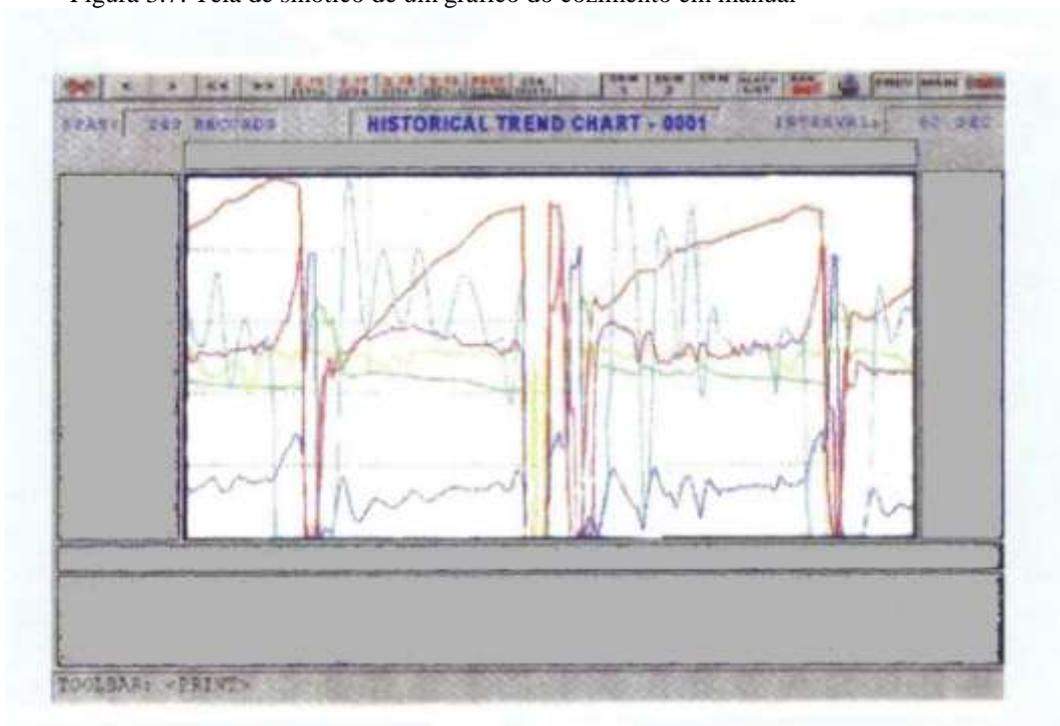
Fonte SMAR (1999)

Figura 3.6: Tela de sinótico de um cozedor (Contínuo)



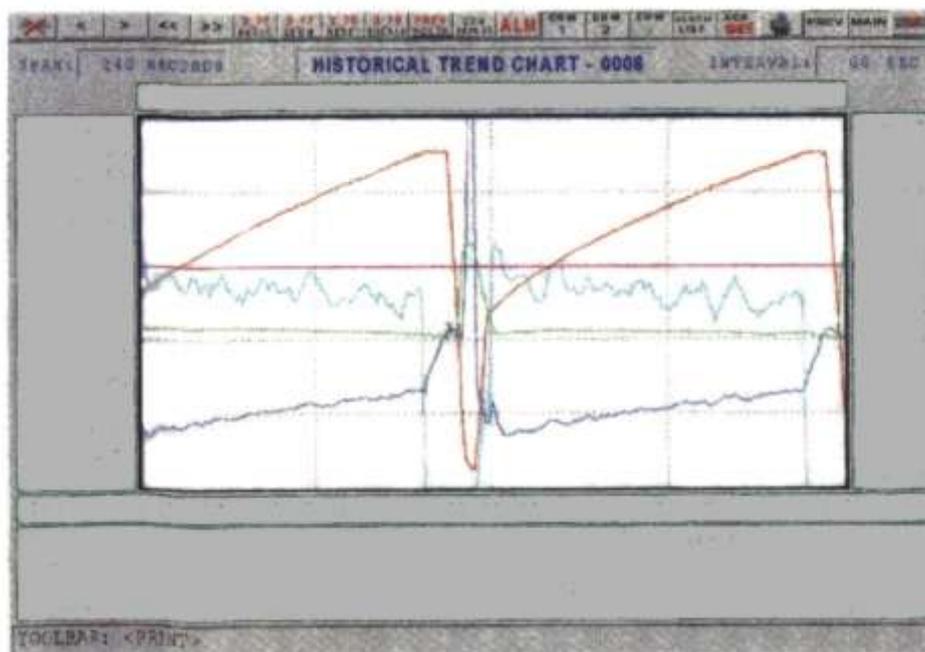
Fonte: SMAR (1999:67)

Figura 3.7: Tela de sinótico de um gráfico do cozimento em manual



Fonte: SMAR (1999:69)

Figura 3.8: Tela de sinótico de um gráfico do cozimento em automático



Fonte: SMAR (1999:69)

Quando se ultrapassa um ponto crítico na atração molecular da sacarose ocorre o fenômeno da transferência de massa, chamada também de cristalização. Posteriormente, a massa cozida descarregada de um cozedor apresenta uma supersaturação acentuada que se deixando em repouso nos próprios cristalizadores ocorrerá ainda o depósito de sacarose do licor-mãe nos cristais. Contudo, após algum tempo a cristalização será interrompida para agitar esta massa modificando-se as posições relativas de todas as partículas do licor-mãe e dos cristais. Assim, o objetivo dos cristalizadores é o de completar a formação dos cristais aumentando o esgotamento do licor-mãe.

Desta maneira, portanto, para que a automação na separação de açúcar possa ser efetivada alguns controles deverão ser observados, como, por exemplo, um controle de temperatura dos cristalizadores, a monitoração de nível dos cristalizadores, um controle de velocidade da centrífuga batelada, um controle de corrente da centrífuga contínua, um controle de vazão de água para centrífuga contínua, um sistema de intertravamento da centrífuga contínua, um controle de nível das caixas de mel rico, mel pobre e mel final, um controle de brix do mel rico e mel pobre, um controle de nível de magma, um controle de vazão de água para preparo do magma e um comando e intertravamento de motores.

O Controle de temperatura dos cristalizadores consiste em medir a temperatura da massa cozida e controlar a vazão de vapor para a serpentina do cristizador. É utilizado nos cristalizadores de massa C, onde o tempo de cristalização é muito grande.

A monitoração do nível dos cristalizadores verifica o nível de massa nos cristalizadores e possui intertravamento com a descarga dos cozedores para evitar enchimento e transbordo de massa cozida.

O controle de velocidade da centrífuga batelada consiste em medir a rotação da centrífuga e controlar a velocidade do inversor de frequência do motor da centrífuga, intertravada com o seqüenciamento lógico e sistema de segurança configurado no CP para comando da centrífuga automática. Toda a operação é automática, desde o carregamento da massa até a descarga do açúcar.

O controle de corrente da centrífuga contínua mede a corrente do motor da centrífuga e controla a vazão de alimentação de massa cozida.

O controle de vazão de água para centrífuga contínua consiste em medir e controlar a vazão de água de diluição para a centrífuga contínua.

O sistema de intertravamento da centrífuga contínua consiste no intertravamento de partida da máquina, sistema de lubrificação e sistema de limpeza.

O controle de nível das caixas de mel rico, mel pobre e mel final consiste em medir o nível das caixas de méis e controlar a vazão de saída das caixas para não encher e causar perda de méis, e também para não cavitatar a bomba, no caso de falta de mel.

O controle de brix do mel rico e mel pobre mede o brix do mel e controla a vazão de água de diluição para garantir a diluição dos possíveis cristais falsos contidos no mel.

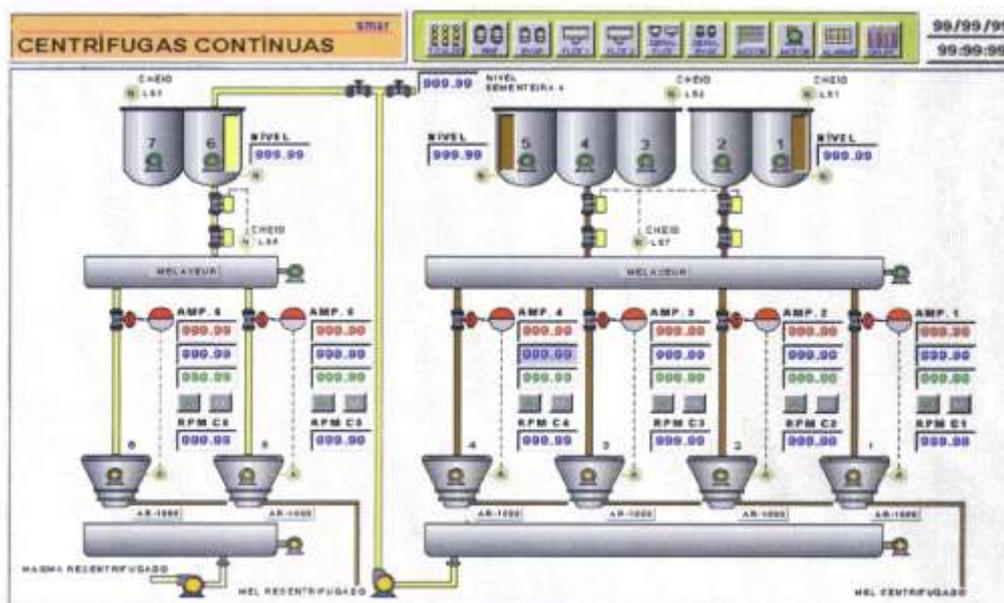
O controle de nível de magma consiste em medir o nível de magma na rosca e controlar a velocidade do inversor de frequência da bomba de magma.

O controle de vazão de água para preparo do magma mede a rotação da bomba de magma e controla a vazão de água para diluição do açúcar para preparo do magma.

O comando e intertravamento de motores permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que coloque em risco a operação dos cristalizadores, melaceiros, centrífugas contínuas e automáticas.

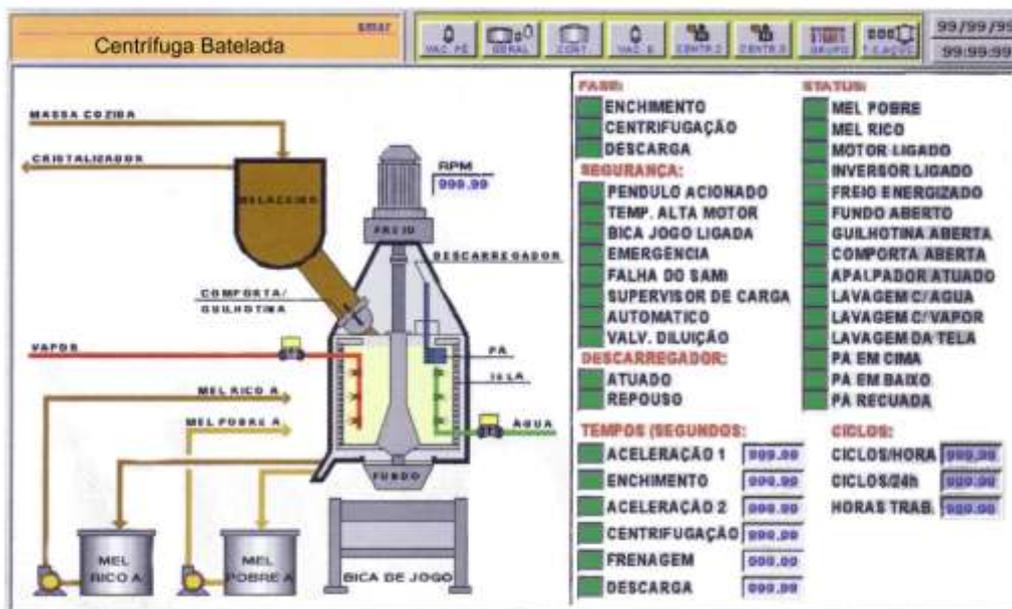
As figuras a seguir mostram as telas de sinótico referentes à automação na separação do açúcar.

Figura 3.9: Tela de sinótico de centrífugas contínuas



Fonte: SMAR (1999:75)

Figura 3.10: Tela de sinótico de centrífugas bateladas



Fonte: SMAR (1999:75)

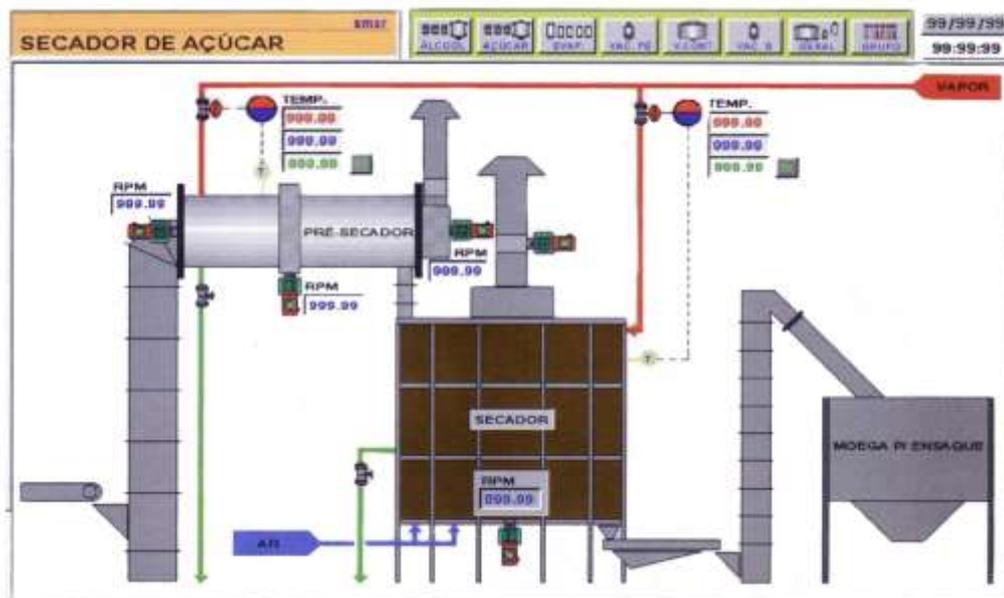
O açúcar comercial saindo das centrífugas contém uma certa umidade que é indesejada para a conservação do açúcar. Assim, é necessário secar este açúcar e a automação nesta fase consiste em controlar a temperatura do açúcar, do nível do

lavador, do brix de água doce, da abertura de ar quente, ar frio e exaustor e da monitoração e alarme de variáveis auxiliares.

O controle de temperatura do açúcar consiste em medir a temperatura do açúcar quente e controlar a vazão de vapor de aquecimento. O controle de nível do lavador consiste em medir o nível de água doce no lavador e controlar a recirculação de água doce. O controle de brix da água doce consiste em medir o brix da água doce do lavador e controlar a vazão do retorno de água doce para a fabricação. A abertura dos chamados *damper* de ar quente, ar frio e exaustor consiste na abertura à distância dos atuadores de *damper* de ar quente, ar frio e exaustor. E finalmente a monitoração e alarme de variáveis auxiliares verifica a temperatura do açúcar frio, do vapor e rotação do secador.

A figura a seguir mostra uma tela de sinótico referente à automação na secagem do açúcar.

Figura 3.11: Tela de sinótico do secador de açúcar



Fonte: SMAR (1999:78)

3.1.4. Automação na fermentação e destilação

O mel final, mais conhecido como melaço, que sobrou do processo de produção do açúcar, será agora utilizado para a produção de álcool. É da fermentação do melaço que resulta uma grande porcentagem do álcool fabricado no Brasil.

Quando a fermentação alcoólica termina, o mosto torna-se vinho que será centrifugado para a separação do fermento, que será reutilizado no processo produtivo. Quanto ao vinho, será posteriormente encaminhado para uma dorna volante que alimentará os aparelhos de destilação.

Para a automação na fase de fermentação, faz-se necessário muitos controles, tais como controle de brix do mosto, de vazão do mosto, de nível e de pressão das dornas contínuas de fermentação, de temperatura das dornas de fermentação, de vazão de água para a cuba, de pH do fermento, de vazão de fermento e de monitoração e alarme de variáveis auxiliares.

O controle de brix do mosto consiste em medir o brix do mosto e controlar a vazão de melaço através de uma válvula de controle ou de uma bomba com inversor de frequência.

O controle de vazão do mosto: consiste em medir a vazão do mosto para a fermentação e controlar a vazão de água para o diluidor de melaço.

O controle de nível das dornas contínuas de fermentação mede o nível das dornas contínuas e controla a saída do mosto para a próxima dorna.

O controle de pressão da dorna contínua consiste em medir a pressão da primeira dorna contínua e controlar a extração do gás carbônico (CO₂) da dorna volante.

O controle de temperatura das dornas de fermentação mede a temperatura do mosto da dorna e controla a vazão de água para o resfriador.

O controle de vazão de água para a cuba consiste em medir e controlar a vazão de água para a diluição do fermento.

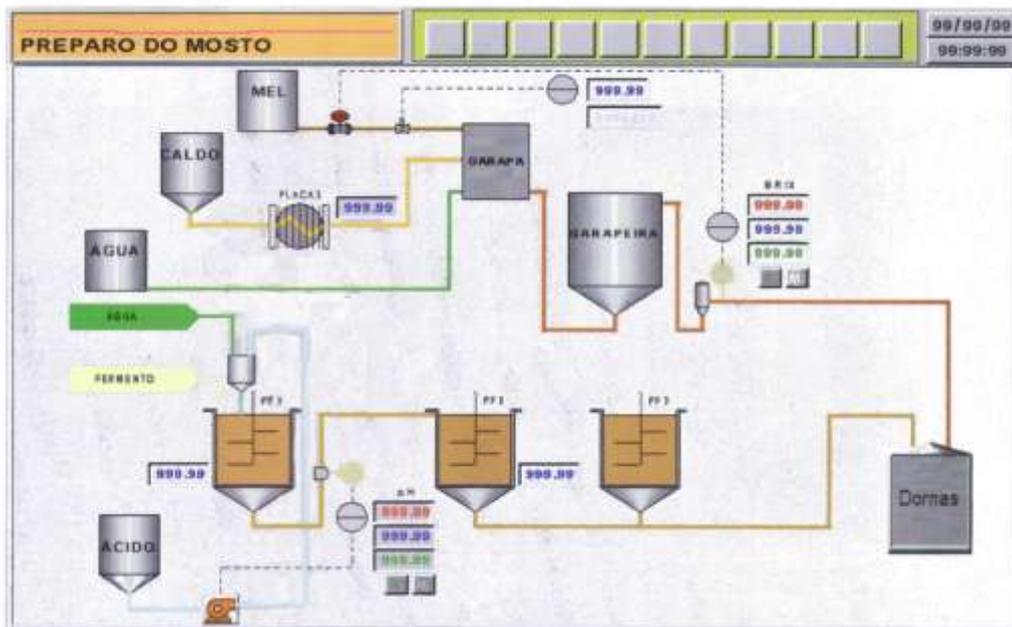
O controle de pH do fermento mede o PH do fermento e controla a vazão de ácido sulfúrico através de uma bomba dosadora com inversor de frequência.

O controle de vazão de fermento para fermentação consiste em medir e controlar a vazão de fermento para as dornas de fermentação. Pode ser feito uma cascata com controle de nível de última cuba.

E finalmente a monitoração e alarmes de variáveis auxiliares verifica várias medições, entre elas a de corrente dos motores das centrífugas de vinho, de nível da dorna volante, de nível da caixa de melação, de temperatura do melação, de temperatura do mosto, de temperatura do caldo, de temperatura do mosto antes e depois dos resfriadores e de temperatura da água de refrigeração dos resfriadores.

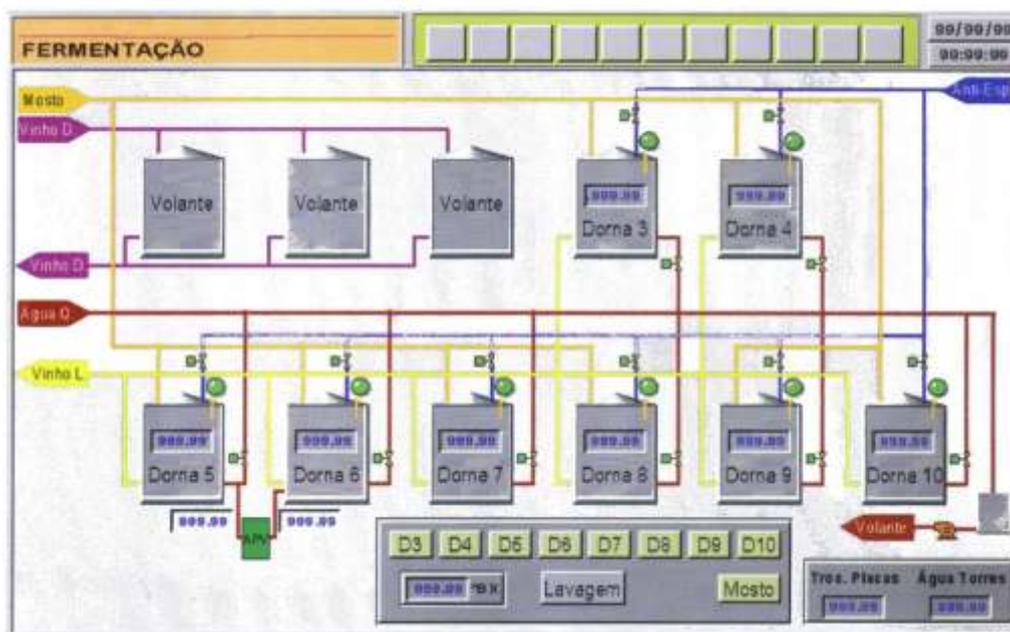
As figuras a seguir ilustram o preparo do mosto e a sua posterior fermentação.

Figura 3.12: Tela de sinótico do preparo do mosto



Fonte: SMAR (1999:92)

Figura 3.13: Tela de sinótico da fermentação alcoólica



Fonte: SMAR (1999:92)

Conforme já descrito anteriormente, o vinho centrifugado da fermentação será agora bombeado da dorna volante para a caixa de vinho no topo da destilaria, ou diretamente para um condensador. O processo de destilação envolve fundamentalmente três colunas, denominadas aqui como A, B e C para a obtenção dos produtos finais, álcool hidratado e anidro.

No processo de destilação da usina Y existem muitos controles a serem verificados para que o processo produtivo esteja englobado num sistema de automação. Dentre eles, controles de pressão das colunas, de alimentação de vinho para coluna, de nível da calandra da coluna, de retirada de álcool hidratado através de vários métodos, de nível de tanque de refluxo, de pH do álcool, de alimentação de benzol em função da temperatura e do álcool hidratado, de nível e extração de ternário de coluna, de vazão de ternário para decantador de ciclo, de nível de interface do decantador de ciclo-hexano, de extração de recuperado, de temperatura dos condensadores, de monitoração e alarme de variáveis auxiliares, de comando e intertravamento de motores e de supervisão.

O controle de pressão das colunas A, B, C e P consiste em medir a pressão das colunas e controlar a vazão de vapor.

O controle de alimentação de vinho para a coluna A consiste em medir a temperatura da bandeja A16 e controlar a vazão de vinho para a coluna A.

O controle de nível da calandra da coluna A consiste em medir o nível da coluna A e controlar a vazão da vinhaça na saída da coluna A.

O controle de retirada de álcool hidratado através da temperatura da bandeja B4 consiste em medir a temperatura da bandeja B4 e controlar a retirada de álcool hidratado da coluna B.

O controle de retirada de álcool hidratado através do diferencial de temperatura, entre a bandeja B4 e o topo de coluna B consiste em medir a temperatura da bandeja B4 e do topo da coluna B. Como a temperatura do topo da cabeça da coluna está estável, controla-se a retirada de álcool hidratado mantendo um diferencial entre a temperatura da bandeja B4 e o topo da coluna.

O controle de retirada de álcool hidratado através do grau alcoólico consiste em medir a temperatura da bandeja B4, a vazão e grau alcoólico do álcool hidratado e controlar a retirada de álcool hidratado da coluna B.

O controle de nível do tanque de refluxo da coluna B consiste em medir e controlar a vazão de refluxo para a coluna B em cascata com o nível do tanque acumulador, pois alguns aparelhos de destilação possuem um tanque acumulador de refluxo dos condensadores E/E1/E2 que entram na coluna B.

O controle de pH do álcool hidratado consiste em medir o PH do álcool hidratado na saída da coluna B e controlar a vazão de soda para a coluna B através de uma bomba dosadora com inversor de frequência.

O controle de alimentação de benzol para a coluna C em função da vazão de álcool hidratado é feito através da vazão de álcool hidratado que entra na coluna C, mantendo uma relação e controlando a dosagem de benzol.

O controle de alimentação de benzol para a coluna C em função da temperatura da coluna C consiste em medir a temperatura da bandeja C-38 e do topo da coluna C. Como a temperatura do topo da cabeça da coluna está estável, controla-se a reposição de benzol mantendo-se um diferencial entre a temperatura da bandeja C-38 e o topo da coluna.

O controle de nível da coluna C: consiste em medir o nível da calandra da coluna C e controlar a retirada de álcool anidro na saída da coluna C.

O controle de extração do ternário da coluna C consiste em medir a temperatura da bandeja C-33 e controlar a vazão do ternário da coluna C.

O controle de vazão de ternário para decantador de ciclo consiste em medir a vazão do ternário e controlar a vazão do ternário para o decantador de benzol.

O controle de nível de interface do decantador de benzol consiste em medir o nível de interface do decantador e controlar a retirada da camada pesada que será enviada para a coluna P.

O controle de extração do recuperado da coluna P consiste em medir a temperatura da bandeja P19 e controlar a extração do recuperado que retornará para a coluna C.

O controle de temperatura dos condensadores consiste em medir a temperatura na saída dos condensadores e controlar a vazão de água de resfriamento.

A monitoração e alarmes de variáveis auxiliares compreende:

- Temperatura dos condensadores (E, E1, E2, R, R1, H, H1, H2, I, I1, I2);
- Temperatura do vinho antes do condensador E e após o trocador K;
- Temperatura da Coluna A (pé da coluna A1 e entrada de vinho A16);
- Temperatura da Coluna B (pé da coluna B1, entrada de flegma B4 e topo da coluna);
- Temperatura da Coluna C (pé da coluna C4, bandeja C14, bandeja C33 e topo da coluna);
- Temperatura da Coluna P (pé da coluna P3, bandeja P19 e topo da coluna);
- Temperatura do decantador de benzol;
- Temperatura da água industrial para os condensadores e da água servida na saída dos condensadores;
- Temperatura do vapor;
- Pressão do vapor e do vinho;
- Vazão de vinho e de vapor para a Coluna A;
- Vazão de vapor para as colunas B, C e P;
- Vazão de refluxo do ternário da coluna C.

O comando e intertravamento de motores permite uma operação no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento

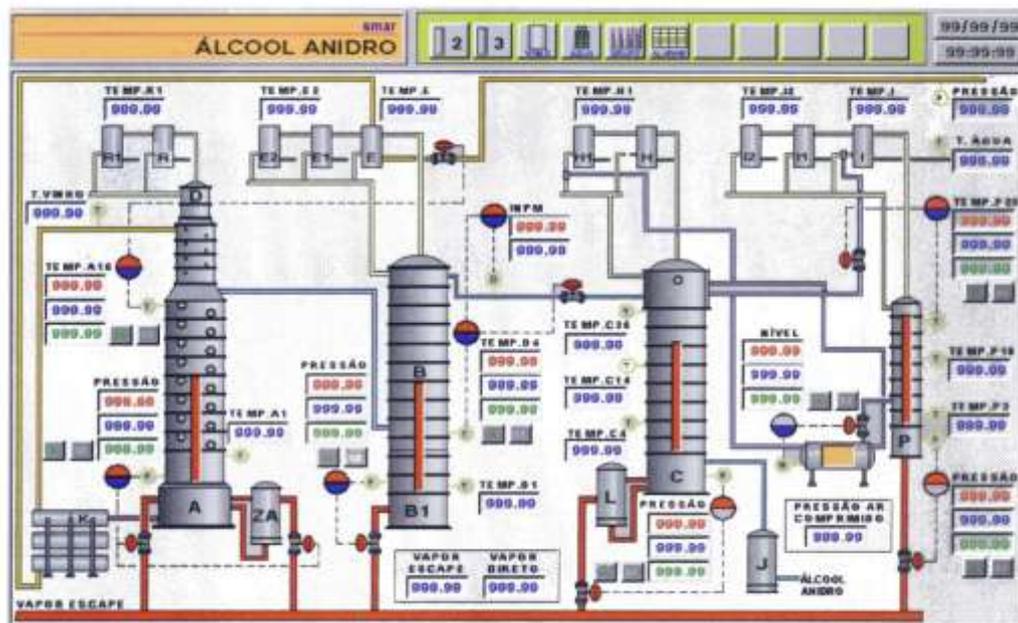
para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que coloque em risco a operação da destilaria.

E finalmente o sistema de supervisão, *software* de supervisão para operação, refere-se a um arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.

De acordo com a SMAR (1999) e com a usina Y, alguns resultados obtidos com a automação da destilaria são apresentados a seguir.

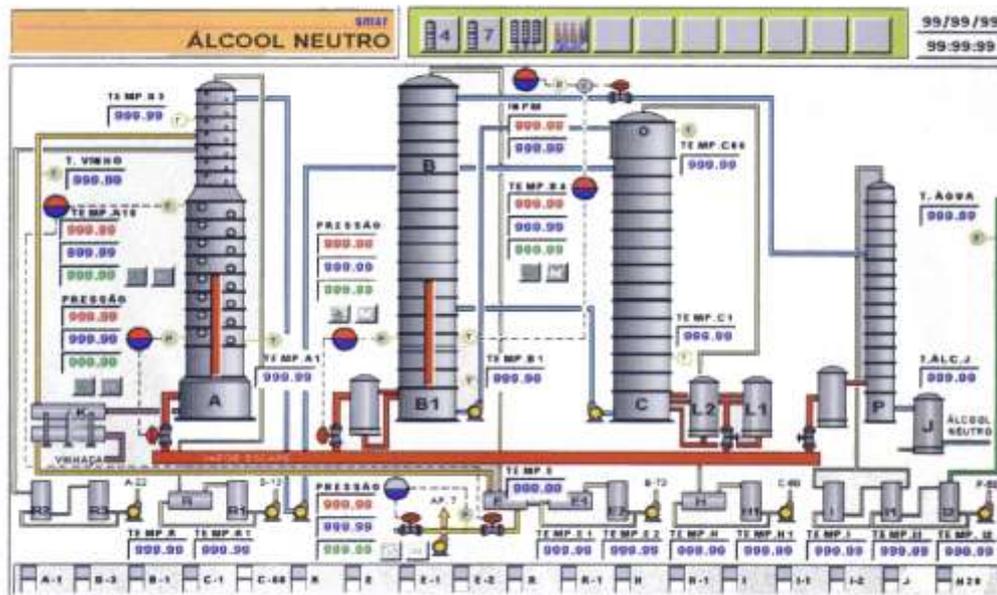
- Aumento de produção dos aparelhos, média de 5 a 10%;
- Diminuição de perdas na vinhaça;
- Melhor recuperação do benzol;
- Melhora no produto final (pH, grau alcoólico);
- Uniformidade e padronização do produto final;
- Economia de vapor.

Figura 3.14: Tela de sinótico para álcool anidro



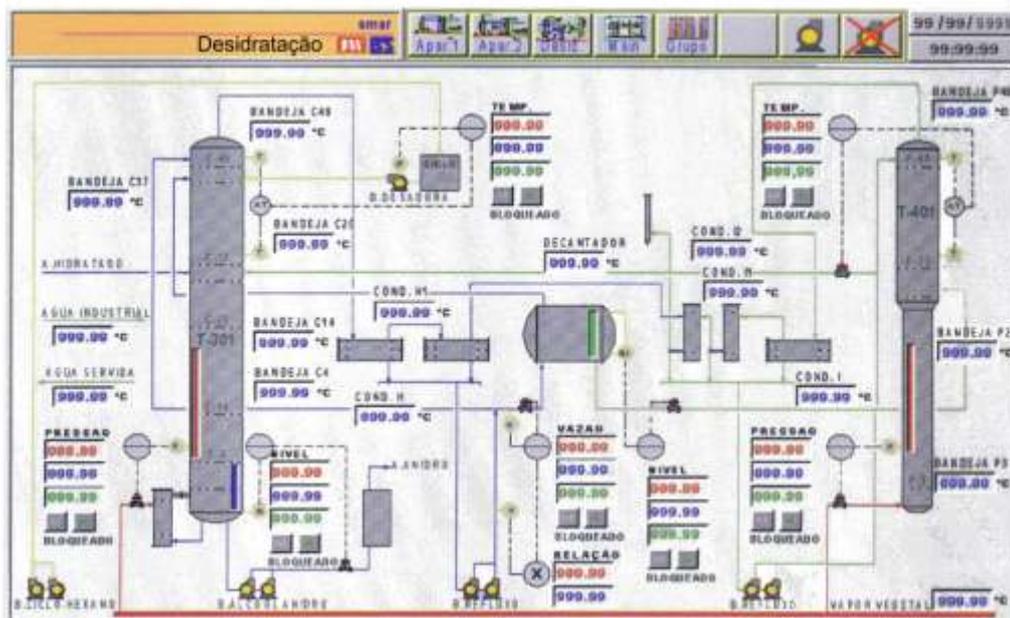
Fonte: SMAR (1999:96)

Figura 3.15: Tela de sinótico para álcool neutro



Fonte: SMAR (1999:97)

Figura 3.16: Tela de sinótico para álcool hidratado



Fonte: SMAR (1999:97)

3.1.5. Automação na geração de energia

Uma usina de açúcar e/ou álcool é praticamente auto-suficiente em energia obtendo a potência e calor necessários através da queima do bagaço. Tal operação unitária é representada pela geração de vapor das caldeiras.

Deste modo, para a automação ser verificada nesta operação, faz-se necessário o controle em vários níveis, como controles de nível a 2 e 3 elementos, de pressão do vapor, de *master* de pressão, de pressão da fornalha, de temperatura do vapor, de nível e de pressão do desaerador, da redutora de pressão, da descarga de fundo, da sopragem de fuligem, de limpeza das grelhas, de segurança da caldeira, de monitoração e alarmes de variáveis auxiliares, de comando e intertravamento de motores e de um sistema de supervisão.

O controle de nível a 2 elementos consiste em medir o nível do tubulão superior e a vazão de vapor gerada pela caldeira e controlar a vazão de água de alimentação.

O controle de nível a 3 elementos é idêntico ao de 2 elementos, incluindo o terceiro elemento que será a medição de vazão de água de alimentação. O controle será feito com blocos PID, um para o controle de nível e outro para o controle de vazão de água de alimentação.

O controle de pressão do vapor consiste em medir a pressão do vapor na saída da caldeira e controlar a vazão de ar de combustão e bagaço combustível, mantendo uma relação ar/bagaço.

O controle de *master* de pressão é utilizado para um conjunto de caldeiras. Consiste em medir a pressão de vapor no coletor e controlar a combustão de cada caldeira (vazão de ar e bagaço), mediante um ajuste de carga para cada caldeira.

O controle de pressão da fornalha consiste em medir a pressão da fornalha da caldeira e controlar a vazão de gás na saída para a chaminé.

O controle de temperatura do vapor superaquecido consiste em medir a temperatura do vapor após o superaquecedor e controlar vazão de água através de um dessuperaquecedor, diminuindo a temperatura do vapor.

O controle de nível do desaerador consiste em medir o nível do desaerador e controlar a vazão de água na entrada do desaerador.

O controle de pressão do desaerador consiste em medir a pressão do desaerador e controlar a vazão de vapor para o desaerador.

O controle da redutora de pressão de vapor direto para escape consiste em medir a pressão da linha de vapor de escape e controlar a válvula redutora do vapor direto para complementação do vapor de escape. Por segurança, será medida a pressão da linha de vapor direto, que entrará como antecipação no controle para proteger a linha de vapor direto.

O controle da redutora de pressão de escape para vapor vegetal consiste em medir a pressão da linha de vapor vegetal e controlar a válvula redutora do vapor de escape para complementação do vapor vegetal. Por segurança, será medida a pressão da linha de vapor de escape que entrará como antecipação no controle para proteger a linha de vapor de escape.

O controle de descarga de fundo automática consiste em estabelecer o tempo entre as purgas e abertura automática da válvula de descarga para retirada do lodo e sólidos do tubulão de vapor.

O controle de sopragem de fuligem automática consiste em estabelecer o tempo entre as sopragens e o comando automático dos sopradores de fuligens, válvulas de vapor e válvula de dreno.

O controle de limpeza automática das grelhas consiste em estabelecer o tempo entre as limpezas e o comando automático das grelhas e válvula de dreno para remoção das cinzas.

O sistema de segurança da caldeira permite a proteção e segurança de uma operação, evitando riscos aos equipamentos e com isso, possíveis prejuízos causados por eventuais falhas de operação, como desarmes de motores (ventiladores forçados e induzidos), de turbina do ventilador induzido, dos dosadores de bagaço, queda na pressão de ar das válvulas pneumáticas, queda na pressão de água de alimentação, eventual emergência na operação, nível muito baixo do tubulão de vapor, pressão muito baixa do vapor.

A monitoração e alarme de variáveis auxiliares verifica as seguintes características:

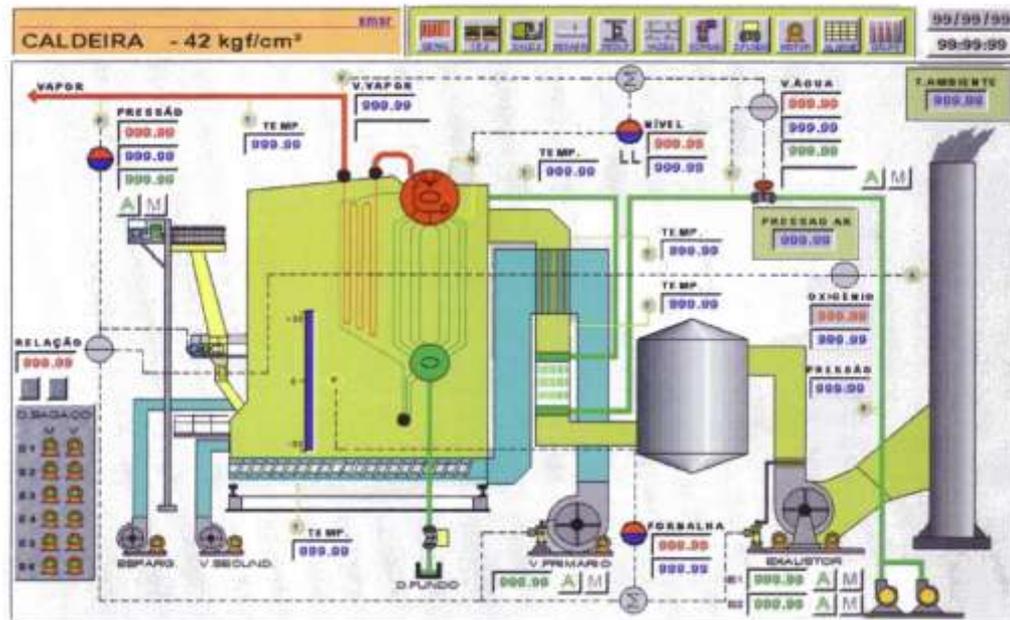
- Pressão do tubulão de vapor;
- Pressão do ar antes e após o pré-aquecedor;
- Pressão dos gases antes e após o pré-aquecedor;
- Pressão dos gases após o economizador;
- Pressão da água de alimentação;
- Temperatura do vapor no tubulão de vapor;
- Temperatura da água antes e após o economizador;
- Temperatura do ar antes e após o pré-aquecedor;
- Temperatura dos gases antes e após o pré-aquecedor;
- Temperatura dos gases após o economizador;
- Rotação dos dosadores de bagaço, da turbina do exaustor e da turbina da bomba de água de alimentação;
- Corrente dos motores (ventiladores, exaustores e bombas de água).

O comando e intertravamento de motores permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da caldeira.

O sistema de supervisão refere-se a um *software* de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, interligado a uma rede *Ethernet* para comunicação com os outros setores da Usina.

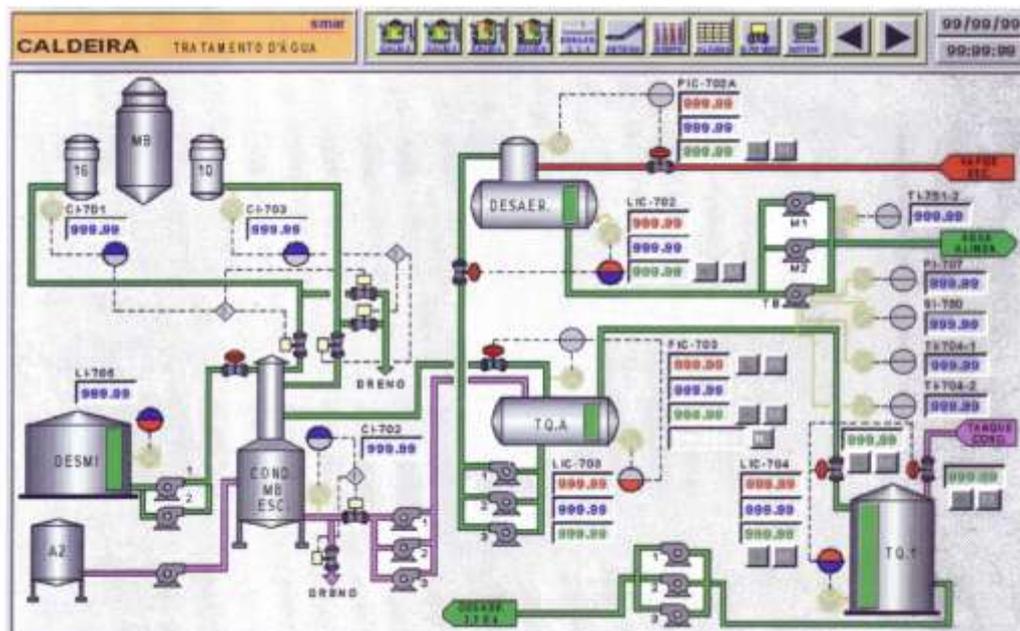
As figuras a seguir ilustram uma caldeira com um sistema de automação para controle de operação.

Figura 3.17: Tela de sinótico da automação de uma caldeira



Fonte: SMAR (1999:107)

Figura 3.18: Tela de sinótico do tratamento de água de alimentação para a caldeira



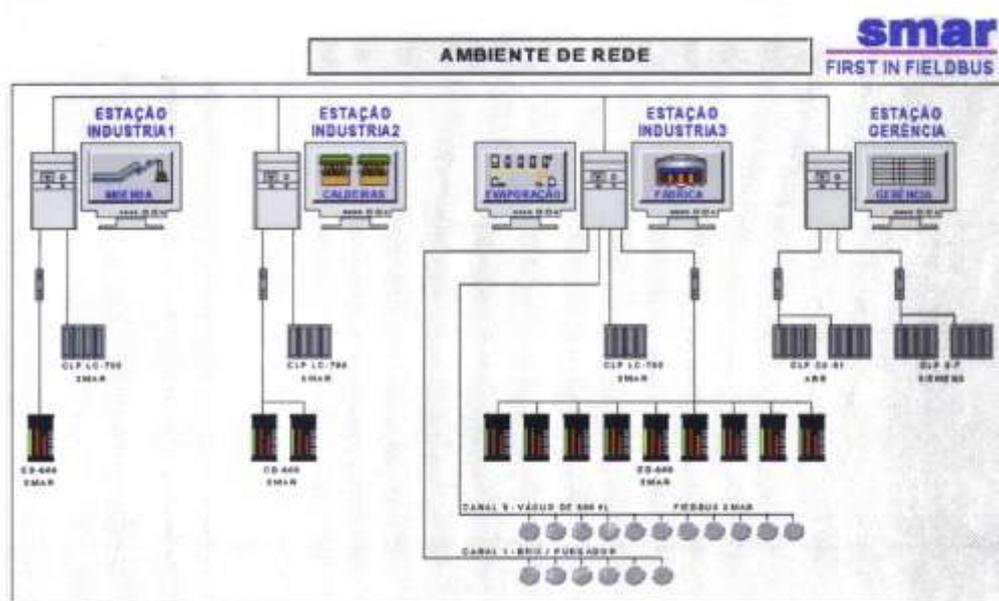
Fonte: SMAR (1999:107)

3.1.6. Integração dos subsistemas de automação

A integração de qualquer sistema possibilita uma melhor coordenação de suas partes, e no caso de um sistema de automação, dado os múltiplos objetivos existentes para o controle do processo produtivo, tal necessidade torna-se ainda maior.

No caso da usina Y em estudo, a figura abaixo mostra a tela de sinótico de um ambiente de rede para comunicação entre os setores da usina.

Figura 3.19: Tela de sinótico de ambiente de rede



Fonte: SMAR (1999:110)

Contudo, o projeto de automação totalmente integrado torna-se por enquanto inviável basicamente por dois fatores, segundo o engenheiro de sistemas da usina Y, isto é, pelo número de variáveis muito elevado na parte do controle industrial, na parte do controle administrativo e do sistema de informações e principalmente pelo alto custo dos equipamentos associados à dependência tecnológica, que na maioria dos casos encontram-se no poder de apenas um fabricante, na chamada tecnologia fechada.

3.1.7. Resultados da automação

De acordo com a direção da SMAR Equipamentos, de um documento interno fornecido por esta empresa (SMAR, 1999) e da direção da usina estudada, pode-se identificar os resultados obtidos com a automação no chão-de-fábrica da seguinte forma:

- Maior eficiência energética;
- Controle sobre todo o processo;
- Aumento da eficiência industrial;
- Melhor qualidade do açúcar (menor cor, maior filtrabilidade, menor umidade, melhor fator de conservação, entre outros);
- Diminuição das perdas industriais e maior facilidade em descobrir suas causas;
- Elevação da observância aos padrões tecnológicos estabelecidos;
- Maior recuperação de condensado nos equipamentos de troca de calor;
- Elevação do nível técnico dos operadores;
- Eliminação dos trabalhos de rotina que consomem tempo e atenção dos operadores, que podem assim dedicar mais tempo à otimização do processo;
- Maior facilidade de manutenção, já que cada equipamento de processo possui um registro histórico do seu funcionamento e comportamento;
- Possibilidade de estabelecer uma estratégia de operação para cada situação operacional da fábrica, sem que exista interferência entre as áreas;
- Otimização do pessoal de operação;
- Centralização da operação, o qual permite a tomada de decisões operacionais com maior certeza;
- Maior quantidade de informações sobre o processo;
- Maior facilidade de operação;
- Maior aproveitamento da capacidade instalada;
- Estatística real e confiável dos dados de processo;
- Maior proteção e segurança de operação;
- Disponibilidade de informação entre as áreas, facilitando a operação;
- Possibilita a implantação de Sistema de Gestão Empresarial na indústria, permitindo a integração do processo e da administração.

3.2. Reconfiguração da automação para controle de processos

3.2.1 Desativação do Sistema Digital de Controle Distribuído

Na indústria de processo contínuo, em particular a sucroalcooleira, a automação é realizada em termos de controle do processo produtivo desenvolvido em cada fase específica, com os equipamentos convencionais de uma usina ou

destilaria, introduzindo mudanças tecnológicas no controle do processo produtivo e não internamente ao mesmo (FERRO, TOLEDO & TRUZZI, 1987; EID, 1994).

Nesse sentido, com a substituição gradual da instrumentação eletrônica analógica pela digital, principalmente em meados da década de 80, muitas usinas de açúcar e/ou álcool optaram pelo Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) para gerenciarem a planta industrial nas funções de controle, atuação, supervisão e otimização.

Em relação à instalação do Sistema Digital de Controle Distribuído, três possibilidades se verificaram na indústria sucroalcooleira, isto é, o SDCD adaptado, o SDCD em sistema escala e o SDCD puro. O primeiro consistia numa montagem de equipamentos com sistemas de vários fornecedores, interligados entre si. A montagem era feita por segmento e a integração se fazia progressivamente por etapas. O segundo, denominado SDCD em sistema escala, controlava a produção e a supervisão das informações através de escalas de gerenciamento, em que as decisões não se encontravam totalmente centralizadas numa sala central. E o último, chamado de SDCD puro, centralizava totalmente as informações numa sala central que através de telas de comando, gerenciada por um gerente de processo, faziam-se as atuações devidas no processo produtivo.

Um gerente da usina Y explica que a amortização do capital com o SDCD era de 24 a 30 meses e uma pequena unidade era capaz de controlar 80 nós, custando em 1991 entre 150 e 200 mil dólares. Entretanto, o mesmo gerente argumenta que desde esta época a usina Y já pensava em substituir tal tecnologia para acompanhar as tendências mundiais nesta área.

“Os fabricantes de tecnologia para controle de processo, em nível mundial, estão tentando agora criar desde o início da década de 90 um sistema de normas e de padronização da forma de comunicação entre os equipamentos digitais para que as máquinas de diferentes fabricantes possam “falar” a mesma linguagem em relação às normas de comunicação. É assim que eu interpreto a tecnologia *FieldBus* que está sendo difundida agora”(Gerente Industrial da usina Y).

A instrumentação industrial da usina Y, desde a sua criação, passou por modificações no que diz respeito à procedência dos equipamentos. O Sistema Digital de Controle Distribuído – SDCD, desativado por completo em 1997, foi

introduzido desde a primeira safra, em 1988, e de acordo com o gerente de instrumentação, tratou-se na época de uma vitrine para uma empresa brasileira fabricante de tecnologia para o setor sucroalcooleiro, sendo comprado a um preço muito abaixo do que valia na época e serviria como referência de divulgação. Agora, desde a desativação do SDCD, o consenso para o controle de processo no setor é o seguinte:

“Hoje em dia, a idéia é supervisionar a indústria como um todo e deixar espalhado no chão de fábrica controles distribuídos, seriam pequenos PCs em cada uma das áreas e comunicação com um painel central a fim de supervisionar, gerenciar e fazer estatística e, não mais somente fazer controle” (Gerente Industrial da usina Y).

Os gerentes, industrial e de instrumentação, desta Usina, consideram que a facilidade de importação de tecnologia, a partir da abertura da economia brasileira às importações, no início da década de 90, conduziu as empresas fabricantes de tecnologia deste setor à não desenvolverem mais nada no Brasil, em particular tecnologias complexas como a do SDCD.

Desta maneira, a solução encontrada, de acordo com o gerente de instrumentação, foi a seguinte:

“(…) Se hoje houver a necessidade de implementação de centenas de malhas de controle, por exemplo, nós vamos implementá-las em módulos passíveis de serem interligados a um sistema de gerenciamento maior, posteriormente. Para isso nós utilizamos os Controladores Programáveis por operação unitária (...) Aos poucos, tentamos integrar tudo, na medida do possível, sempre pensando na segurança das pessoas, equipamentos e continuidade do processo. Quando não for possível integrar, não integramos e operamos localmente com supervisão manual mesmo (...) Veja, por exemplo, o seguinte ... as várias áreas que hoje estão automatizadas permitem uma interligação futura. Os investimentos são menores e mais simples, em cada fase, da ordem de no máximo US\$70 ... US\$80mil, ao contrário do SDCD que exigia investimentos muito altos, de até US\$1 milhão nos casos mais complexos” (Gerente de Instrumentação da usina Y).

Em termos de melhoria de processo nas operações unitárias foram feitas várias modificações, destacando-se a centralização das operações de comando de motores e de monitoração e alarme de um número maior de variáveis do processo,

implicando assim numa busca de informações mais rápidas e precisas para o operador, que não precisa mais ficar circulando pela área para obter informações.

Do ponto de vista da reconfiguração ocorrida no mercado de automação para controle de processos no setor sucroalcooleiro, nos anos 70, o mercado de instrumentação industrial no Brasil estava aberto para todas as empresas nacionais e multinacionais. Sendo assim, de início, as empresas estrangeiras se instalaram para comercializar os equipamentos importados que tinham a tecnologia de instrumentação analógica. Deste modo, algumas destas empresas, Fisher, Taylor, Monroe (americana), Yokogawa (japonesa) e Bayle (européia), fabricavam tal tecnologia no país de origem e através de seus escritórios de representação no Brasil realizavam a importação.

Nesta época, trabalhadores de diversas usinas açucareiras no Estado de São Paulo reagiram com um “boicote” na hora da instalação das novas tecnologias. Assim, o bloqueio da comunicação entre os atores sociais não favoreceu um entendimento sobre a instalação de novas tecnologias, criando-se assim um impasse e de uma certa maneira um convívio entre equipamentos pneumáticos/analógicos.

Nos anos 80, após a Lei de Informática (1984), vários fabricantes saíram do país, voltando somente a operar em meados da década de 90, novamente com seus escritórios de representação, como é o caso da maior fabricante mundial de equipamentos para automação microeletrônica em indústrias de processo ‘contínuo’, a Yokogawa-Homura.

Nesta época, década de 80, existiam quatro principais fabricantes no Brasil, um nacional e três estrangeiros. As empresas multinacionais Taylor, Fox-Boro e Bristol, instaladas no Brasil com subsídios do Estado, não aceitaram os projetos de nacionalização da produção. As duas primeiras decidiram deixar o país após o fechamento do mercado de informática pelo governo brasileiro.

A empresa brasileira Hiter, fabricante e fornecedora de controladores e transmissores, tornou-se em 1984 a empresa Helix. Ela começa a produzir uma parte dos equipamentos de instrumentação, fabricados antes pelas multinacionais

Taylor e Fox-Boro. Ao mesmo tempo se encontra no mercado para responder a demanda de peças sobressalentes – reposição (EID, 1994).

Em 1985, a utilização de instrumentação digital se acelera e algumas pequenas empresas passam a fabricação dos módulos de sistemas de controle para usina. Este é o caso de Comando e Automação Digital – CAD, Brasmontec, Smar Equipamentos Pesados e Eurocontrol. Em dezembro de 1991 a Smar Equipamentos era a principal fabricante de tecnologia de instrumentação digital no Brasil.

A empresa Smar foi criada em 1974 para fazer a manutenção das turbinas das usinas sucroalcooleiras da cidade de Sertãozinho, Estado de São Paulo. Em 1991, ela exporta para 38 países a tecnologia de informatização para as indústrias de processo e realiza um número de negócios de US\$ 25 milhões e ao final desta década possui escritórios de representação em mais de cem países.

Sobre a instrumentação digital, que se verificou mais fortemente a partir de meados da década de 80, no setor sucroalcooleiro brasileiro, algumas usinas começaram a adotar o Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) na tentativa de não apenas controlar o processo produtivo, mas supervisioná-lo e otimizá-lo em nível global.

De acordo com o Guia Nacional de Controle & Instrumentação¹⁴⁶, no ano-safra 1986/87 havia 16 empresas que fabricavam/comercializavam SDCD's para o setor sucroalcooleiro no Brasil¹⁴⁷, destacando-se as empresas Comsip, Bailey, Elebra, Ecil, Euro Control, entre outras. Em 1987/88 o número de empresas salta para 34, com destaque para a entrada das fabricantes Smar Equipamentos e Brasmontec Controles Industriais Ltda. No ano-safra 1988/89, este número cai para 27 empresas, com destaque para a entrada da CAD – Comando e Automação Industrial. Novamente, no ano-safra de 1989/90 o número aumenta para 31 empresas, com destaque para a entrada da empresa Altus Sistemas de Informática Ltda.

¹⁴⁶ Safras 86/87, 87/88, 88/89, 89/90.

¹⁴⁷ Algumas possuíam fábricas no Brasil, mas a maioria operava apenas com escritórios de representação (Lei de Informática de 1984).

Tal período descrito anteriormente representou o auge do SDCD para o setor sucroalcooleiro. A partir de 1991, verifica-se uma diminuição no número de empresas que fabricavam/comercializavam SDCD, chegando no ano de 1997 a não constarem mais empresas fabricantes na categoria SDCD no Guia de Controle e Instrumentação¹⁴⁸. Tal categoria foi suprida por outra, isto é, “Sistemas de Controle de Processos”, com 46 empresas constantes, abrangendo desta maneira vários sistemas, integrados ou não, que realizavam o controle do processo produtivo para indústrias de processo ‘contínuo’, em especial a sucroalcooleira.

Por outro lado, desde o ano-safra 1988/89 o Guia tem registrado fabricantes de Controladores Lógicos Programáveis - CLP’s para o controle de processos. Neste ano-safra 1988/89 havia 57 empresas que fabricavam/comercializavam CLP’s, com destaque para Altus Sistemas de Informática Ltda, Euro Control Instrumentos e Sistemas Ltda e Brasmontec Controles Industriais Ltda. Em 1989/90 este número passa para 62 empresas. Desde então este número oscila em torno de 55 empresas chegando no ano de 1997 com 48 empresas que fabricam/comercializam CLP’s.

Vale destacar que algumas empresas como Euro Control, Brasmontec, Altus Sistemas, entre outras, constam nas duas categorias apresentadas, ou seja, SDCD e CLP. Outro ponto importante que merece atenção refere-se à diminuição gradual dos fabricantes de SDCD, mas não com aumento gradual de fabricantes de CLP.

3.2.2. Reintrodução dos Controladores Programáveis com tecnologia *FieldBus*

Os primeiros controladores lógicos programáveis (CLP’s) surgidos substituíram sistemas de relés em instalações cujo tamanho e complexidade estavam se tornando intoleráveis. Posteriormente a “inteligência” destes equipamentos foi crescendo e, atualmente, eles podem monitorar processos, intertravamentos e alarmes, temporizar operações, acumular resultados, fazer

¹⁴⁸ Anuário 1997 do Guia de Controle e Instrumentação da Revista C & I.

comparações e realizar operações e controle PID (proporcional, integrativo e derivativo).

Basicamente existe uma diferença entre controlador lógico programável (CLP) e controlador programável (CP), que é em relação ao controle PID. No primeiro não ocorria tal controle, por isso era chamado de lógico, realizando apenas operações aritméticas comuns. No segundo, com a possibilidade de realizar controle PID, operações complexas foram introduzidas e o CP comporta-se como uma estação de automação “quase” completa, pois realiza as atividades de medição, controle, atuação, supervisão e até otimização, acompanhado de *software* supervisorio (principalmente com o desenvolvimento da tecnologia *FieldBus*).

De acordo com a SMAR (2000), a instalação e manutenção de sistemas de controle tradicionais implicavam em altos custos, principalmente quando se desejava ampliar uma aplicação em que eram requeridos, além dos custos de projeto e equipamento, custos com cabeamento destes equipamentos à unidade central de controle.

De forma a minimizar estes custos e aumentar a operacionalidade de uma aplicação, através de sua operação unitária, introduziu-se o conceito de rede para interligar os vários equipamentos de uma aplicação com outras, prevendo um significativo avanço nos custos de instalação, procedimentos de manutenção, opções de upgrades e informações de controle de qualidade.

A opção pela implementação de sistemas de controle baseados em redes, requer um estudo para determinar qual o tipo de rede que possui as maiores vantagens de implementação, buscando assim uma plataforma de aplicação compatível com o maior número de equipamentos possíveis.

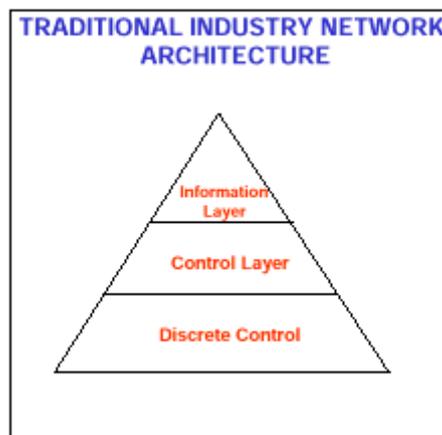
Surge daí a opção pela utilização de arquiteturas de sistemas abertos que, ao contrário das arquiteturas proprietárias onde apenas um fabricante lançava produtos compatíveis com a sua própria arquitetura de rede, o usuário pode encontrar em mais de um fabricante a solução para os seus problemas. Além disso, muitas redes abertas possuem organizações de usuários que podem fornecer

informações e possibilitar trocas de experiências a respeito dos diversos problemas de funcionamento de uma rede.

Redes industriais são padronizadas sobre três níveis de hierarquias, cada qual responsável pela conexão de diferentes tipos de equipamentos com suas próprias características de informação (ver Figura 3.20).

O nível mais alto, nível de informação da rede, é destinado a um computador central que processa o escalonamento da produção da planta e permite operações de monitoramento estatístico da planta sendo implementado, geralmente, por *softwares* gerenciais. O padrão *Ethernet* operando com o protocolo TCP/IP é o mais comumente utilizado neste nível.

Figura 3.20: Níveis de redes industriais



Fonte: SMAR (2000)

O nível intermediário, nível de controle da rede, é a rede central localizada na planta incorporando CLPs, SDCDs e CPs. A informação deve trafegar neste nível em tempo real para garantir a atualização dos dados nos *softwares* que realizam a supervisão da aplicação.

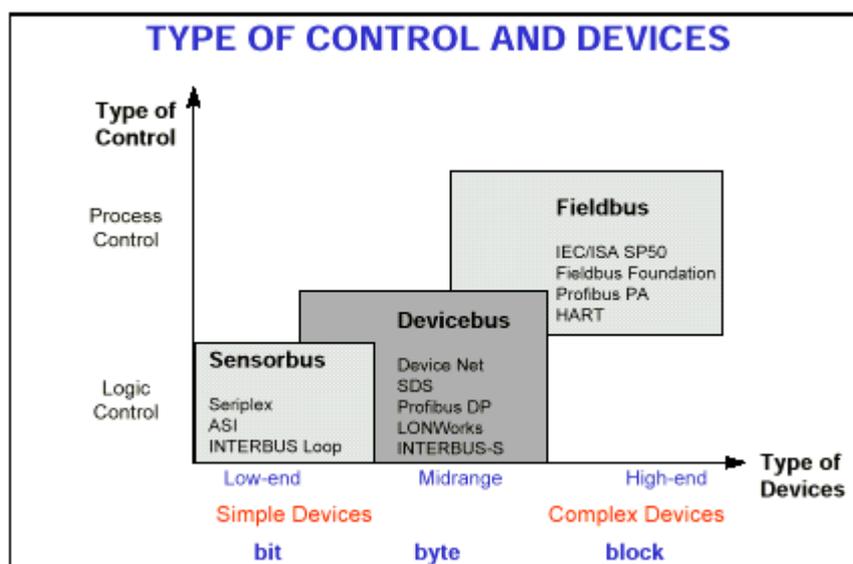
O nível mais baixo, nível de controle discreto, se refere geralmente às ligações físicas da rede ou o nível de I/O¹⁴⁹. Este nível de rede conecta os equipamentos de baixo nível entre as partes físicas e de controle. Neste nível encontram-se os sensores discretos, contadores e blocos de I/O.

¹⁴⁹ I: Inputs; O: Outputs (entradas e saídas).

As redes de equipamentos são classificadas pelo tipo de equipamento conectado a elas e o tipo de dados que trafega pela rede. Os dados podem ser bits, bytes ou blocos. As redes com dados em formato de *bits* transmitem sinais discretos contendo simples condições *ON/OFF*. As redes com dados no formato de *byte* podem conter pacotes de informações discretas e/ou analógicas e as redes com dados em formato de bloco são capazes de transmitir pacotes de informação de tamanhos variáveis.

Deste modo, classificam-se as redes quanto ao tipo de rede de equipamento e os dados que ela transporta como a rede *sensorbus* - dados no formato de bits; rede *devicebus* - dados no formato de bytes e rede *Fieldbus* - dados no formato de pacotes de mensagens (ver figura 3.21).

Figura 3.21: Classificação das redes



Fonte: SMAR (2000)

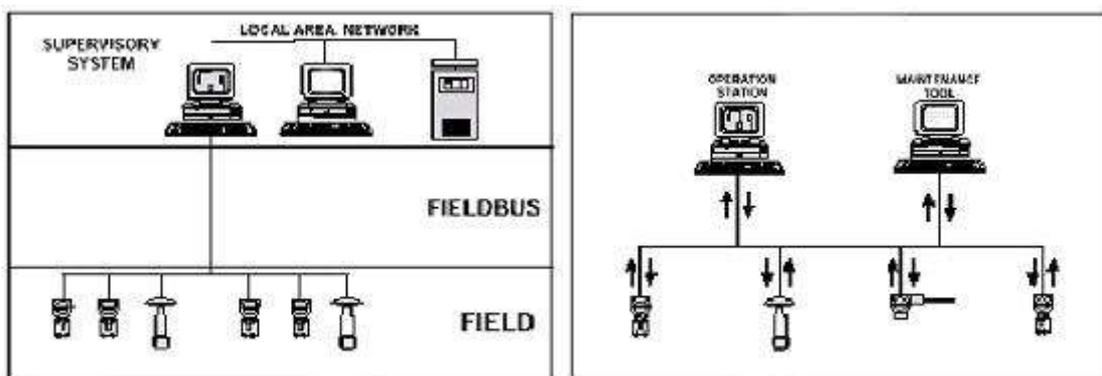
A rede *sensorbus* conecta equipamentos simples e pequenos diretamente à rede. Os equipamentos deste tipo de rede necessitam de comunicação rápida em níveis discretos e são tipicamente sensores e atuadores de baixo custo. Estas redes não almejam cobrir grandes distâncias, sua principal preocupação é manter os custos de conexão tão baixos quanto for possível. Exemplos típicos de rede *sensorbus* incluem *Serial*, *ASI* e *INTERBUS Loop*.

A rede *devicebus* preenche o espaço entre redes *sensorbus* e *FieldBus* e pode cobrir distâncias de até 500 m. Os equipamentos conectados a esta rede terão mais pontos discretos, alguns dados analógicos ou uma mistura de ambos. Além disso, algumas destas redes permitem a transferência de blocos em uma menor prioridade comparado aos dados no formato de *bytes*. Esta rede tem os mesmos requisitos de transferência rápida de dados da rede de *sensorbus*, mas consegue gerenciar mais equipamentos e dados. Alguns exemplos de redes deste tipo são *DeviceNet*, *Smart Distributed System (SDS)*, *Profibus DP*, *LONWorks* e *INTERBUS-S*.

A rede *FieldBus* interliga os equipamentos de I/O mais inteligentes e pode cobrir distâncias maiores. Os equipamentos acoplados à rede possuem inteligência para desempenhar funções específicas de controle tais como *loops PID*, controle de fluxo de informações e processos. Os tempos de transferência podem ser longos, mas a rede deve ser capaz de comunicar-se por vários tipos de dados (discreto, analógico, parâmetros, programas e informações do usuário). Exemplo de redes *FieldBus* incluem *IEC/ISA SP50*, *Fieldbus Foundation*, *Profibus PA* e *HART*.

Na verdade *FieldBus* é um sistema de comunicação digital bidirecional que permite a interligação em rede de múltiplos instrumentos diretamente no campo, realizando funções de controle e monitoração de processo e estações de operação através de *softwares* supervisórios (SMAR, 2000).

Figura 3.22: Apresentação de uma rede *FieldBus*



Elaboração: Sandro da Silva Pinto¹⁵⁰.

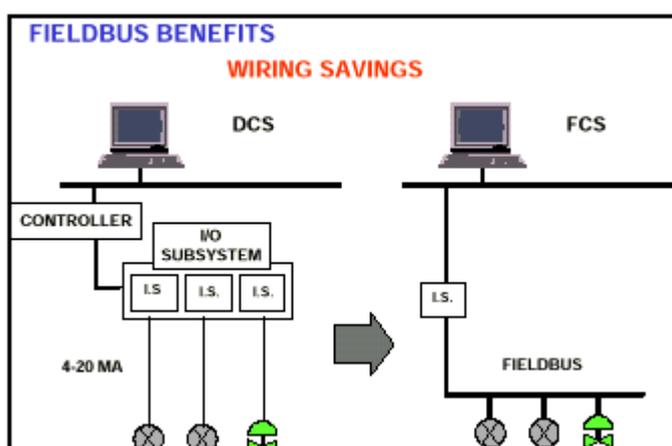
¹⁵⁰ Baseado em SMAR (2000).

Em relação aos benefícios que a tecnologia *FieldBus* poderia acrescentar para um sistema de automação, a Smar Equipamentos Industriais, pioneira no Brasil para tal tecnologia, divide-os basicamente em melhorias e maiores quantidades de informações de controle e não somente de controle e benefícios econômicos.

Nos sistemas de automação tradicionais, o volume de informações disponíveis ao usuário não ia muito além daquele destinado às informações de controle. Nos sistemas *FieldBus*, o volume de informações extracontrole é bem maior devido às facilidades atribuídas principalmente à comunicação digital entre os equipamentos.

Em relação aos prováveis benefícios econômicos, destacar-se-iam os baixos custos de implantação em relação à: engenharia de detalhamento, mão-de-obra/materiais de montagens, equipamentos do sistema supervisorio, configuração do sistema, obras civil, ar condicionado e baixos custos no acréscimo de novas malhas devido à instalação apenas de novos instrumentos no campo. A figura a seguir mostra um sistema de controle *FieldBus* (FCS¹⁵¹) comparativamente ao seu antecessor, ou seja, um sistema de controle digital - DCS¹⁵² (SDCD, por exemplo).

Figura 3.23 – Benefícios do controle *FieldBus*



Fonte: SMAR (2000)

¹⁵¹ FieldBus Control System.

¹⁵² Digital Control System.

Deste modo, de acordo com a Smar Equipamentos e usina Y em estudo, devido às vantagens da tecnologia *FieldBus*, o SDCD tradicional não é mais recomendado para novos projetos, em parte pelos motivos anteriormente já apontados no item 3.3.1., mas, sobretudo, pela tecnologia fechada que sempre representou os SDCD's, inclusive aqueles implantados pela própria Smar Equipamentos.

Para a elaboração dos dois tipos de projetos (SDCD e *FieldBus*) são gerados diversos documentos, tanto para o SDCD como para o *FieldBus*, porém com graus de complexidades diferentes, que são característicos de cada tecnologia. Podemos observar a seguir uma tabela que resume uma análise comparativa em relação aos componentes essenciais para o projeto de automação de cada tecnologia.

Quadro 3.1: Comparação entre SDCD e FIELDBUS

	<i>Projeto SDCD</i>	<i>FIELDBUS</i> <i>Grau de Complexidade</i>
Revisão de fluxogramas de engenharia	Sim	Igual
Diagrama de malhas	Sim	Menor
Diagrama funcional	Sim	Igual
Diagrama lógico	Sim	Igual
Base de dados	Sim	Igual
Planta de instrumentação	Sim	Menor
Detalhe típico de instalação	Sim	Igual
Arranjo de painéis	Sim	Não tem
Diagrama de interligações de painéis	Sim	Não tem
Diagrama de alimentação	Sim	Menor
Arranjo de armários	Sim	Menor
Lista de cabos	Sim	Menor

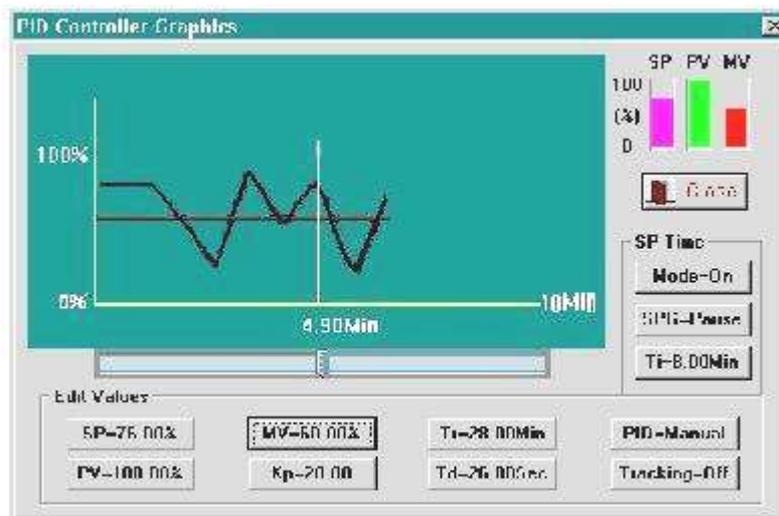
Fonte: SMAR (2000)

Sobre a revisão de fluxogramas de engenharia, para ambas tecnologias são parecidas, sendo que para o projeto *FieldBus* a inteligência de controle está localizada no campo.

Em relação ao diagrama de malhas, na tecnologia *FieldBus* ocorre uma redução de trabalhos, pois serão apresentados, para cada malha, apenas a configuração de controle dos elementos de campo. A fiação será muito simples,

com representação de controle PID no *software* de configuração, conforme mostra a figura a seguir.

Figura 3.24: Configuração de uma malha PID



Fonte: SMAR (2000)

No diagrama funcional, lógico, base de dados (para configuração de controle e supervisão) e detalhes típicos de instalação, ocorrem praticamente os mesmos procedimentos, sem alterações significativas.

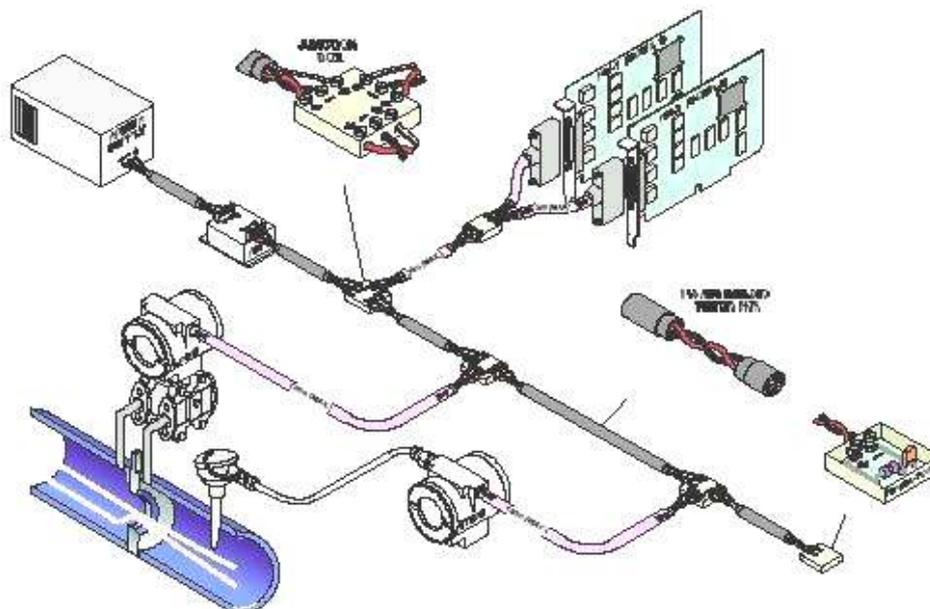
Na planta de instrumentação, na tecnologia *FieldBus*, ocorrem reduções de trabalhos devido principalmente ao encaminhamento de cabos e bandejas, pois serão necessários poucos recursos mecânicos, devido a baixa utilização de cabos de interligação, principalmente com a sala de controle.

Nos arranjos de painéis e seus diagramas de interligação, na tecnologia *FieldBus* não serão gerados.

No caso dos diagramas de alimentação, arranjos de armários e listas de cabos, para o projeto *FieldBus*, possuem um grau de complexidade menor, pois no caso do primeiro, a alimentação é por lotes de instrumentos e não individualmente. No arranjo de armários, não haverá necessidade deste documento e na lista de cabos, dependendo da planta, pode ser até 10% da lista comparativa com o sistema SDCD.

A figura a seguir ilustra um esquema representativo de como um sistema de controle *FieldBus* é montado.

Figura 3.25: Configuração típica de instalação



Fonte: SMAR (2000)

Em relação às malhas de controle da usina, de acordo com o engenheiro de instrumentação, tais malhas possuem todas a possibilidade de controle PID (proporcional-integrativo-derivativo), que na prática, entretanto, não se utiliza para o processo industrial sucroalcooleiro. No caso desta Usina, eles utilizam apenas o controle PI¹⁵³ (proporcional-integrativo), justificando que a derivativa tem uma taxa de resposta muito rápida e quando ele tenta ajustar os “*set points*” dos CP’s, não consegue. Por outro lado, utilizando PI, como a integrativa demora mais para ajustar o sistema (pois acumula os dados anteriores), o ajuste via CP’s é melhor realizado.

Para o ajuste do sistema de automação, a usina Y, através de seus engenheiros e técnicos de instrumentação, modifica os parâmetros do processo

¹⁵³ O engenheiro chefe de instrumentação afirmou que não conhece nenhuma Usina Sucroalcooleira no Brasil que faça controle PID.

somente quando há uma mudança de quantidade esmagada, por exemplo. Por outro motivo, dificilmente eles alteram os valores já definidos no início da safra, pois isto ocasionaria uma mudança no balanço de massa de toda a Usina.

Para um funcionamento mais confiável, a usina possui sistemas redundantes para problemas de “pane” em algum dos CP’s. Assim, se ocorrer alguma pane no sistema, o operador assume manualmente; desta forma, foi muito importante o fato do engenheiro de sistemas afirmar que o sistema da sala central não atua no processo produtivo diretamente; neste caso, há um monitoramento (que eles chamam de nível supervisorio) para que as informações sejam as mais confiáveis possíveis.

Deste modo, não existem cálculos para ajustamento do processo como coeficiente de encrostamento associado à vazão, temperatura, densidade, etc. O engenheiro de sistemas justifica que não adianta fazer cálculos, pois em cada entressafra, por exemplo, as máquinas são reparadas, modificando-se muitas vezes a espessura da tubulação, encurtando-a, alongando-a, entre outras. Desta maneira, o ajuste é realizado empiricamente, observando-se os dados provenientes na tela do computador (sistema supervisorio) e pelo telefone as instruções ao operador são comandadas. Assim, aumentando, diminuindo a vazão, a temperatura, a densidade, o pH, etc, o engenheiro de sistemas modifica os parâmetros PI para que o processo mantenha a estabilidade mínima desejável.

Ademais, vale destacar que a usina não trabalha somente com um fornecedor de tecnologia para controle de processos. Existem muitos fornecedores, mas os que mais se destacam em relação aos Controladores Programáveis são a Smar Equipamentos e a Altus Sistemas de Informática.

* * *

Neste capítulo tratamos dos aspectos técnicos relacionados à automação para controle de processos na usina Y. Desta forma, a automação foi detalhada nas várias operações unitárias que são objetos de estudo nesta Dissertação, como na extração (recebimento da cana e moagem), no tratamento do caldo (aquecimento, decantação e evaporação), na produção de açúcar (cozimento, cristalização e secagem) e de álcool (fermentação e destilação) e na caldeira e produção de energia.

Os resultados da automação, em termos técnicos, conduzem à chamada otimização operacional em relação aos custos, qualidade, confiabilidade, entre outros. Contudo, o que mais nos chamou a atenção, e, portanto, merece destaque, relaciona-se a reconfiguração da automação industrial para controle de processos via desativação do SDCD e reintrodução de CP (em redes digitais de comunicação de dados).

Os motivos da desativação do SDCD leva-nos, em parte, a acreditar que a centralidade desse sistema tornou-o inviável, conforme vários depoimentos tomados neste capítulo. É fato também que por ser uma tecnologia fechada a poucos fabricantes, os sobressalentes tornam-se custosos. Mas além desses fatores, observamos mudanças de mercado provocadas desde a Lei de Informática (1984) até a abertura da economia aos fornecedores externos na década de 90.

Por outro lado, no Brasil, as mudanças verificadas desde o início da década de 90, conforme capítulo 1, deixam cada vez mais o setor menos dependente da ajuda estatal, forçando-o a se ajustar às condições de concorrência (principalmente para o açúcar produzido).

Devido a todos esses fatores expostos e ao aumento no número de fornecedores de sistemas automatizados, a usina Y percebeu a possibilidade de reduzir custos e controlar melhor o processo produtivo através de Controladores Programáveis em rede digital (*FieldBus*) de comunicação de dados.