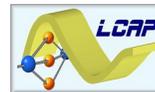




UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA



DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE SISTEMAS QUÍMICOS  
LABORATÓRIO DE CONTROLE E AUTOMAÇÃO DE PROCESSOS

**GEORGES ROGER ROUSSELET**

**ANÁLISE DA EVOLUÇÃO DO SISTEMA DE AUTOMAÇÃO  
NO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL – ESTUDO  
DE CASO**

Tese de Doutorado apresentada ao Curso de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química, da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

**CAMPINAS / SP/ BRASIL**  
**Junho – 2011**

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE -  
UNICAMP

R763a           Rousselet, Georges Roger  
                  Análise da evolução do sistema de automação no  
                  processo de produção de etanol – estudo de caso /  
                  Georges Roger Rousselet. --Campinas, SP: [s.n.], 2011.

                  Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva.  
                  Tese de Doutorado - Universidade Estadual de  
                  Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

                  1. Alcool. 2. Etanol. 3. Automação. 4. Controle de  
                  Processos. I. Silva, Flávio Vasconcelos da. II.  
                  Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de  
                  Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês: Analysis of automation system evolution in a ethanol  
                  production process - a case study

Palavras-chave em Inglês: Alcohol, Ethanol, Automation, Process Control

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora: Rosemary Aparecida de Carvalho, Luiz Carlos  
                                  Bertevello, Liliane Maria Ferrareso Lona, Ana Maria  
                                  Frattini Fileti

Data da defesa: 08/06/2011

Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

**Folha de aprovação**

Tese de Doutorado defendida por **Georges Roger Rousselet** e aprovada em 08 de junho de 2011 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



---

Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

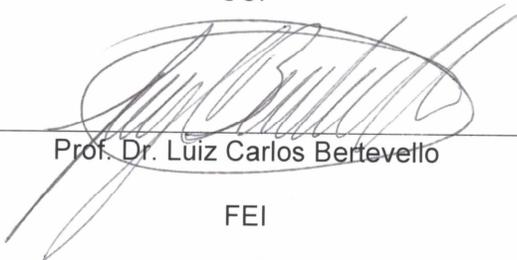
FEQ/UNICAMP



---

Prof. Dra. Rosemary Aparecida de Carvalho

USP



---

Prof. Dr. Luiz Carlos Bertevello

FEI



---

Prof. Dra. Ana Maria Frattini Fileti

FEQ/UNICAMP



---

Prof. Dra. Liliâne Maria Ferrareso Lona

FEQ/UNICAMP

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA TESE DE DOUTORADO EM ENGENHARIA QUÍMICA DEFENDIDA POR **GEORGES ROGER ROUSSELET**, ORIENTADA PELO **PROF. DR. FLÁVIO VASCONCELOS DA SILVA** E APROVADA EM 08 DE JUNHO DE 2011.



---

PROF. DR. FLÁVIO VASCONCELOS DA SILVA

*Dedicatória*

*À minha esposa Yvone, à minha falecida mãe Yvonne, aos meus filhos Monique, Denise e Roger, i. e. à toda minha família, que não esmoreceu durante os anos em que ficamos enfiados em usina. Especialmente, para a minha filha Monique, médica do CAISM, cujo apoio permitiu o meu retorno aos estudos.*

**“Não existe ciência aplicada. Existe somente aplicação da ciência”**

*Louis Pasteur.*

## **AGRADECIMENTOS**

Ao meu sapientíssimo orientador professor Dr. Flávio Vasconcelos da Silva e, pelo apoio dos professores Dr. José Vicente Hallak d'Angelo, Dra. Elisabete Jordão, Dra. Ana Maria Frattini Filati, Dr. Gil Eduardo Serra, Dr. Tamás Szmrecsányi, Dra. Maria Angela Fagnani e Dr. Ruben Bresaola Jr. ; na FEQ, na FEA, no IG, na FEAGRI e na FEC.

Aos mais atualizados jovens colegas da FEQ, por me aceitaram em seu convívio.

Aos mestres responsáveis pela minha formação superior em Fermentação e Destilação: Dr. Bernardo José Guimarães Mascarenhas, Dra. Hebe Helena Labarthe Martelli e Otto Rothe, PhD, na ENQ/UB; Dr. Jorge Horii, na ESALQ/USP; Benur Azevedo Girardi, PhD, no CEFET-RJ; e Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani, na FEQ/UNICAMP.

Aos colegas externos aos Programas da UNICAMP, pelas valiosas explicações: Dr. Carlos Coelho de Carvalho Neto, na Natrontec Estudos e Engenharia de Processos; José Valdir Sartori, na Exal Brasil; Jaime Luiz Bassinello, da Usina Guaíra; Tales Rangel da Silva, da equipe Four Team; Florenal Zarpelon, na Reunion Engenharia; José Ruiz, da Consist Engenharia; e, Augusto Tinoco de Faria, de Machado Vianna S/A – Metalúrgica.

## **HOMENAGEM PÓSTUMA**

*Aos saudosos companheiros da II Semana de Fermentação Alcoólica do Instituto Zimotécnico da USP (Piracicaba, 1961): Carlos Ebeling, então na Usina Açucareira Ester (SP); Mário Lopes de Resende Filho, do Engenho Central de Quissaman (RJ); Jayme Lacerda de Almeida, egresso da Destilaria Central Leonardo Truda (MG); e Romeu Bôto Dantas, professor da Esc. Sup. de Química da Universidade do Recife (PE).*

## RESUMO

*Nos anos da década de 80 ocorreu uma considerável expansão nos incentivos à produção de biocombustíveis, em especial o etanol, com o advento do Pró-Álcool. Esta expansão trouxe consigo a necessidade de se realizar diversos estudos relacionados à melhoria dos processos de produção. Para as usinas com destilarias anexas foi um benefício apreciável, já que se fabricava açúcar de alta qualidade, mandando-se para a destilaria além do melaço e de caldo misto das moendas, produtos intermediários da fabricação do açúcar como mel rico, mel pobre e caldo do filtro; sobrecarregava a fermentação, mas automação desembaraçava todo o sistema de produção do álcool. Entretanto, nas destilarias autônomas instaladas em regiões sem tradição canavieira, não havendo continuidade na disponibilidade de matéria prima, a automação era prejudicada. Na indústria sucroalcooleira, a teoria e a aplicação de controle têm uma inter-relação profunda com sistemas de informação e processos de fabricação. Todavia, chegou-se a um estágio em que o desenvolvimento de metodologia e análise matemática, com precisão, deste processo tornou-se tarefa árdua ou até impossível. Estas características ratificam a importância de um adequado dimensionamento e seleção de equipamentos e sistemas para condições de operação pré-definidas. Tendo em vista a importância da automação (instrumentação e controle) nestes sistemas, foram realizadas, neste trabalho, uma análise da evolução do sistema de automação no ramo sucroalcooleiro e a proposta de um sistema de automação que atenda às necessidades de manutenção das variáveis de processo visando uma maior eficiência na coleta de dados e análise das condições de operação. Com os resultados pretende-se abrir um canal de discussão amplo sobre a aplicação desta importante tecnologia.*

**Palavras chave:** Etanol, Automação, Fermentação, Controle de Processos.

## ABSTRACT

With the advent of the Pro-alcohol Program (*Pró-Álcool*) in the 1980s, considerable expansion of biofuel production incentives occurred, particularly those related to ethanol. This expansion led to a demand for various studies focused on improvement in production processes. It was highly beneficial for plants joined to the distilleries, since high-quality sugar was produced and intermediate products of the sugar manufacturing process such as rich molasses, poor molasses and filtered cane juice, in addition to molasses and mixed cane juice from the mills were delivered to the distillery. Furthermore, fermentation was saturated and ethanol production was maximized by automation. However, automation was damaged in the autonomous distilleries constructed in areas that were not traditional for sugarcane processing and when raw material is not continuously available. In the sugar and ethanol industry, the theory and application of control have a profound interrelation with information systems and manufacturing processes. Nevertheless, a stage was reached when the development of accurate methodology and mathematical analysis of this process became an arduous or even impossible task. These characteristics corroborate the importance of an adequate dimensioning and selection of equipment and systems for predetermined operating conditions. Owing to the importance of automation (instrumentation and control) of these systems, analysis of progress in the automation system in the sugar and ethanol field was performed in this study. Furthermore, an automation system that is capable of meeting requirements for maintenance of processing variables was also proposed to achieve a greater efficiency in data collection and analysis of operating conditions. With the results of the present study, a broad channel of discussion about the application of this important technology may be established.

**Keywords:** Ethanol, Automation, Fermentation, Process Control.

# SUMÁRIO

<b>RESUMO.....</b>	<b>IX</b>
<b>ABSTRACT.....</b>	<b>X</b>
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
1.1 - OBJETIVO.....	3
1.2 - DESENVOLVIMENTO DO TRABALHO.....	3
<b>CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>5</b>
2.1 - INTRODUÇÃO.....	5
2.2 – ASPECTOS DA INDÚSTRIA NACIONAL DE ETANOL.....	5
2.3 – SISTEMAS DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA.....	14
<i>Arquitetura Fieldbus</i> .....	19
<i>Aplicação da arquitetura fieldbus no setor produtivo</i> .....	26
<b>CAPÍTULO 3. MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>28</b>
3.1 – ANÁLISE DO DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.....	28
3.2 – PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.....	28
3.3 - ANÁLISE DA PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO.....	29
<b>CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>30</b>
4.1 – ANÁLISE DO DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.....	30
4.2 – PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.....	36
4.2.1 - Proposta de Diagramas Para o Processo de Produção de Açúcar e Etanol. ....	36
4.2.2 - Diagramas de Blocos (BFD).....	37
4.2.3- Diagramas de Processo (PFD).....	37
4.2.4 - Diagrama de Tubulação e Instrumentação (P&ID).....	38
4.2.5 - Proposta de Aplicação de Tecnologia Fieldbus Para o Processo de Produção de Açúcar e Etanol.....	42
4.2.6 - Aplicação de Sistemas Supervisórios no Processo de Produção de Açúcar e Etanol.....	44
4.2.7 - Uso de Simuladores no Processo de Produção de Açúcar e Etanol. ....	46
4.3 - ANÁLISE DA PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO.....	56

<b>CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES.....</b>	<b>58</b>
<b>CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>60</b>
<b>GLOSSÁRIO .....</b>	<b>78</b>
<b>EPÍLOGO .....</b>	<b>81</b>
<b>ANEXO.....</b>	<b>82</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 - Esquema do desenvolvimento da tese. _____	4
Figura 4.1 – Diagrama de Blocos de uma Planta de Produção de Açúcar e Etanol. _____	39
Figura 4.2 – Diagrama de Processo de uma Planta de Produção de Açúcar e Etanol. _____	40
Figura 4.3 – Diagrama de Processo de uma Planta de Produção de Açúcar e Etanol. _____	41
Figura 4.4 – Arquitetura Fieldbus Proposta para um Processo de Produção de Açúcar e Etanol ( <a href="http://www.smar.com">http://www.smar.com</a> ). _____	42
Figura 4.5 – Simulador desenvolvido no Laboratório de Controle e Automação de Processos da Faculdade de Engenharia Química da Unicamp para o processo de fermentação alcoólica. _____	53
Figura 4.6 – Tela do Simulink para o Processo de Fermentação. _____	54
Figura 4.7 – Gráficos gerados pelo Simulador do Processo de Fermentação. _____	55

# CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

*“The first rule of any technology used in a business is that automation applied to an efficient operation will increase the efficiency. The second is that automation applied to an inefficient operation will increase the inefficiency”*

**Bill Gates**

Na década de 80, a automação na indústria sucroalcooleira expandiu-se entre nós, em plena época do Pró-Álcool. Para as usinas com destilarias anexas foi um benefício apreciável, já que se fabricava açúcar de alta qualidade, mandando-se para a destilaria além do melaço e de caldo misto das moendas, produtos intermediários da fabricação do açúcar como mel rico, mel pobre e caldo do filtro; sobrecarregava a fermentação, mas a automação desembaraçava todo o sistema de produção do álcool. Entretanto, nas destilarias autônomas instaladas em regiões sem tradição canavieira, não havendo continuidade na disponibilidade de matéria prima, a automação era prejudicada. A solução teria sido a aquisição de melaço para compensar as falhas na moagem, mas à primeira vista, não pareceu interessante.

Na indústria sucroalcooleira, a teoria e a aplicação de controle têm uma inter-relação profunda com sistemas de informação e processos de fabricação. Todavia, chegou-se a um estágio em que o desenvolvimento de metodologia e análise matemática, com precisão, deste processo tornou-se tarefa árdua ou até impossível.

Os fenômenos complexos multivariáveis fermentativos são completamente indiferentes às teorias de modelagem matemática, sendo freqüentemente observada a capacidade de um operador humano controlar satisfatoriamente diversos sistemas sem a compreensão matemática e física dos mesmos. Um

operador, suficientemente treinado, é capaz de manipular variáveis de entrada que influenciam as saídas do processo. Essa realização fundamental levou a um novo enfoque na teoria de processos (complexos) industriais onde o conceito de “inteligência artificial”, através da emulação de características do comportamento humano no controle de processos surgiu como uma alternativa de controle e modelagem.

De uma forma geral, o desenvolvimento da automação industrial visava especificamente a manutenção da qualidade do produto final através da redução da variabilidade dos parâmetros dos processos. Com o desenvolvimento da tecnologia digital e com o predomínio absoluto da utilização de computadores nas atividades industriais pode-se atribuir uma maior abrangência de finalidades para o sistema de controle de processos, tais como: Segurança operacional, segurança ambiental, especificações de produção, restrições operacionais, aspectos econômicos e financeiros.

Analisando o panorama atual e partindo-se de uma base comum no ramo da automação industrial, pode-se distinguir três vertentes principais de soluções tecnológicas.

Uma das vertentes encontra-se ligada ao aumento da eficiência do processo produtivo através do investimento em estratégias de controle avançado para sistemas não lineares, auto-sintonia de controladores e aplicação de controladores inteligentes. A outra vertente está ligada à gerência das informações corporativas e de produção. E, por último, e não menos importante, a formação técnica experimentalista de engenheiros químicos e pós-graduandos na implementação e operação de sistemas automatizados.

A incorporação destas vertentes em um sistema único de informação, possibilitando a aquisição de dados de processo em tempo real e seu compartilhamento entre os diversos setores da indústria foi possibilitado pelo desenvolvimento de computadores velozes e menor custo, pela disponibilidade de modelos rigorosos, pelos avanços nos algoritmos de programação matemática,

pela implementação de sistemas digitais de controle distribuído (SDCD) e sistemas em rede (“buses”).

A grande disponibilidade de informações provenientes do processo, conseqüentemente promoveu o desenvolvimento dos sistemas de supervisão e aquisição de dados, na tentativa de se garantir a confiabilidade dos dados obtidos.

### **1.1 - OBJETIVO**

O objetivo geral desta tese de doutorado foi o desenvolvimento de uma análise crítica dos processos envolvidos na indústria sucroalcooleira, com um cuidadoso foco ao processo fermentativo, e a descrição das tecnologias de automação envolvidas no mesmo.

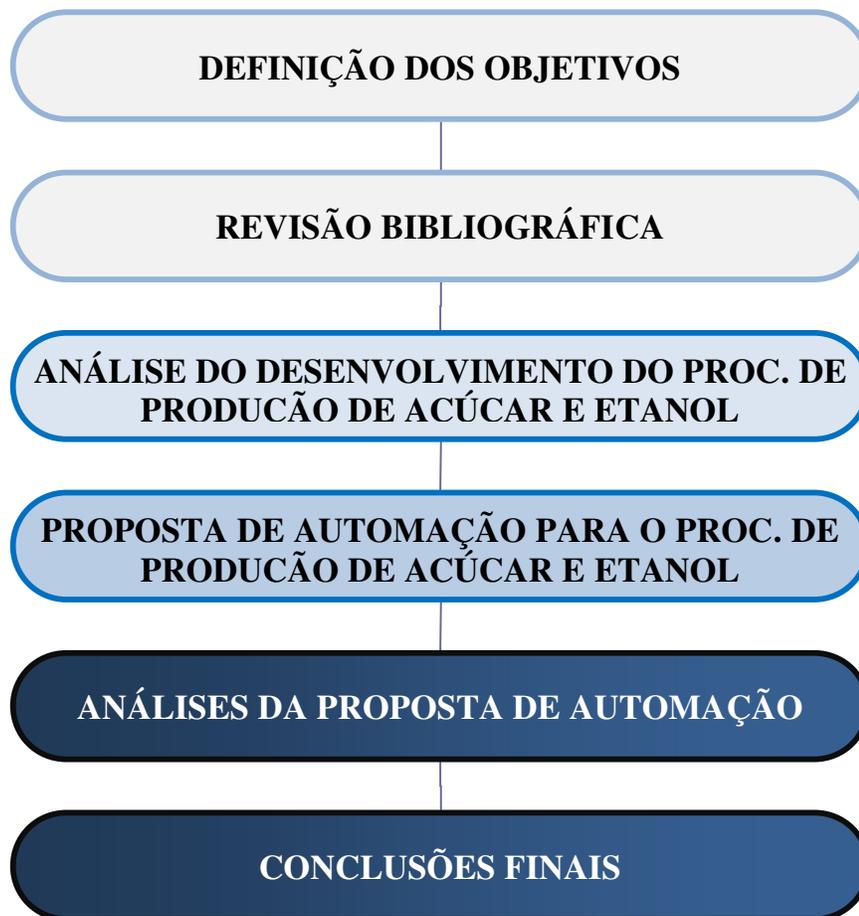
Considerando o objetivo geral da proposta, são traçados os seguintes objetivos específicos para o trabalho:

- Analisar as etapas do processo de fabricação de açúcar e álcool;
- Propor uma automação pertinente ao processo com o objetivo de melhorar as atividades relacionadas.

### **1.2 - DESENVOLVIMENTO DO TRABALHO**

Como o objetivo de facilitar a compreensão da evolução das etapas realizados, construiu-se um fluxograma detalhado, apresentado na Figura 1.1, onde é mostrada a abordagem adotada para a realização do presente estudo.

Inicialmente foram estabelecidos os objetivos gerais do trabalho e, posteriormente, foi feito um levantamento de estado da arte envolvendo os processos e a automação na indústria sucroalcooleira.



**Figura 1.1 - Esquema do desenvolvimento da tese.**

## **CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 - INTRODUÇÃO**

*“Em usina, agrônomo fazia-se de químico, químico fazia-se de mecânico e mecânico fazia-se de engenheiro civil”*

**(lavra própria)**

O Livro de Referência para Açúcar e Álcool da SMAR, constitui um pormenorizado documento eletrônico sobre a automatização da atividade industrial sucroalcooleira a partir de cana-de-açúcar (SPONCHIADO, 2008).

A obra conhecida como “Spencer”, livro clássico sobre Química Açucareira, em sua atualizada 12ª edição dedica algumas páginas à fermentação do melão, incluindo o emprego de reatores do tipo torre. A sua consulta também é válida quanto ao automatismo no controle analítico, sendo interessante o monitoramento do vapor condensado e das águas residuais, com análises por sistemas de injeção em fluxo (CHEN & CHOU, 1993).

### **2.2 – ASPECTOS DA INDÚSTRIA NACIONAL DE ETANOL**

No País, a obtenção de etanol a partir de material sacarídeo está concentrada no emprego de melão e de caldo da cana-de-açúcar como matérias primas, tendo havido pesquisas para se produzir também a partir de beterraba.

No Mato Grosso pretendeu-se aproveitar sorgo sacarino para esse fim, mas não chegou a ser moído. A produção de álcool a partir do bagaço da cana constitui um processamento de material celulósico (BC International, 1998), estando ainda em fase de adaptação (DIAS, 2008).

O uso de produtos amiláceos, como mandioca e polpa de babaçu, produz álcool de melhor qualidade, próprio para as indústrias farmacêutica e de bebidas. A partir da mandioca, os últimos empreendimentos havidos no Triângulo Mineiro e em Sinop (MT) foram abandonados devido ao baixo rendimento agrícola, como vem acontecendo desde longa data. Quanto ao aproveitamento do mesocarpo do babaçu para produção de álcool, funciona a contento anexo à uma instalação de extração do óleo em Tocantins (BARUQUE FILHO, 2000).

O melaço, subproduto da fabricação de açúcar, tanto da cana como da beterraba, é muito empregado para fins forrageiros; sendo que em Viçosa (MG), há uma usina que ensaca melaço em pó para esse fim.

Na fermentação láctica industrial, o uso de melaço foi substituído por mosto sintético com açúcar cristal pela empresa Sínteses e Fermentações Ltda, (RJ), melhorando o rendimento em lactato de etila. Aliás, para a produção de ácido cítrico por fermentação, o açúcar também concorre com o melaço (SERRA, G. E. & ANDRIETTA, M. da G. S., 1997). Já a fermentação aceto-butírica está sendo superada pela síntese de acetona a partir do álcool hidratado, devido à instabilidade do mercado de butanol. Dá ótimo resultado, o emprego de melaço como mastique (vide **GLOSSÁRIO**), na fundição de camisas de moendas.

Os principais carboidratos presentes no caldo e no melaço da cana são: sacarose, glicose ou dextrose e frutose ou levulose, analisados conjuntamente como açúcares redutores totais (ART), após inversão por acidificação; o melaço apresentando redutores infermentescíveis, formados no processamento do açúcar (MC DONALD, 1953). Sendo que atualmente estão havendo sérias pesquisas

relativas à aplicação de enzimas isoladas na conversão de polissacarídeos complexos em açúcares fermentescíveis (BORGES, 2010).

No melaço de beterraba açucareira existe rafinose, um trissacarídeo não adoçante, que para produzir álcool requer uma variedade de levedura de baixa fermentação contendo  $\alpha$ -galactosidase (HAEHN, 1956).

Geralmente na fabricação de álcool, os produtos da cana são fermentados por leveduras de alta, mas está se expandindo emprego de levedura floculante (VASCONCELOS, 2008).

### ***Modus operandi***

As destilarias de álcool podem ser autônomas ou anexas a usinas de açúcar. Trabalhando com melaço fornecido por usinas de açúcar que não fabricavam álcool, foram criadas pelo Instituto do Açúcar e do Álcool as autônomas Destilarias Centrais que produziam álcool anidro que era adicionado à gasolina importada, prática exercida até a Petrobrás refinar petróleo (NATALE NETO, 2005). Quando então, algumas cooperativas adotaram o processo de hidrosselação de álcool hidratado para produzir álcool fino, aproveitando a coluna de desidratação para remover os componentes indesejáveis do álcool retificado, exportando o produto (PATERSON et al., 1988).

Mais tarde, já na vigência do Pró-Álcool, foram instaladas várias destilarias autônomas com moendas próprias, fabricando álcool só com caldo extraído da cana. Hoje em dia, a escolha na fabricação de álcool hidratado ou anidro obedece às condições momentâneas do mercado. Mas álcool anidro, que desfruta de certa isenção de impostos, tem sido diluído e vendido como hidratado para os usuários, segundo os jornais.

Carlos Ebeling apresentou durante a IV Semana do Açúcar e Álcool, realizada de 22 a 27 de novembro de 1982 em Santa Bárbara d'Oeste, o trabalho

“Circuitos de águas em destilarias autônomas”. Classificando, naquela ocasião, os sistemas de utilização das águas segundo as circunstâncias e pormenorizando 5 casos:

1. Circuito totalmente aberto;
2. Circuito totalmente fechado;
3. Circuito totalmente fechado, com aproveitamento de águas servidas;
4. Circuito semi-fechado;
5. Circuito semi-fechado, com aproveitamento de águas servidas.

Alegou que, teoricamente poderia se instalar uma destilaria autônoma na África, no meio do Saara.

Já quanto à qualidade da água, Paulo SERRA (1961,1962) apresentou na II e na III Semanas de Fermentação Alcoólica em Piracicaba, os parâmetros necessários para a fermentação de melaço e de caldo de cana, respectivamente.

A produção de álcool, tanto a partir do melaço residual da fabricação do açúcar como do caldo vindo da moenda, é praxe antiga no Brasil. Acrescentava-se cerca de 20% de álcool anidro à gasolina importada, que era bem mais barata do que o álcool. Visava-se somente a economia de divisas.

Também era polêmica a pretensão de que os países, que na época refinavam petróleo, substituíssem o chumbo tetraetila por álcool etílico anidro como agente antidetonante, adicionado à gasolina para automóveis (ARAUJO JR.,1937).

Atualmente com o advento do carro a álcool e depois o tipo “flex”, cresceu a demanda do álcool hidratado carburante, ou seja etanol. Quanto ao álcool

anidro, a sua adição à gasolina, hoje mais cara devido aos conflitos no Oriente Médio, é incentivada pela política de proteção ambiental; sendo que no âmbito internacional sofre concorrência do MTBE (metil terc-butil eter), produzido a partir de derivados de petróleo, cujo emprego como aditivo à gasolina está proibido no Brasil (BACCARIN, 2005), em defesa da agroindústria sucroalcooleira nacional. .

Avançados estudos de laboratório sobre infecções causadas por várias linhagens de bactérias isoladas na fermentação industrial, chegaram a considerações interessantes sobre o seu combate e a perda de açúcar que acarretam (STROPPIA et al., 1998). Entretanto não têm maiores dados sobre a infecção dextrânica, que pode tornar impraticável a produção quando se alastra.

No Brasil, quando se fabricava preferencialmente o típico açúcar cristal direto da cana, com sulfitação e trabalhando a um pH abaixo de 7 até o acerto final no “flash tank” antes da decantação, essa infecção nunca ultrapassava as moendas, onde era controlada por assepsia aplicada nas paradas semanais. Sem se tomar as necessárias precauções, sempre há o risco da formação da camada gelatinosa sobrenadante de polímeros de dextrana vulgarmente chamada por aqui de “canjica” (“tibico” pelos autores mexicanos, “gums” pelos americanos e “frais de grenouille” pelos franceses), gerada pela bactéria *Leuconostoc Mesenteroides* (ROSALES & FURLETTI, 1987). Isto pode interromper uma safra, como assistimos em 1971 na Usina da Barra (SP) produzindo açúcar demerara (vide **Glossário**), e também em 1989 na destilaria autônoma Alcomat (MT).

Se bem que tenha sido testado o aumento do tamanho dos toletes de cana como providência para redução do teor de dextrana (STUPIELLO, 2010), a tendência é a diminuição do comprimento para facilitar o transporte, segundo os especialistas do Centro de Tecnologia Canavieira em Piracicaba (BROD et al., 2009). Ainda bem que a cana não é mais lavada, conforme almejaram técnicos do Instituto Agrônomo de Campinas (SILVA, 2008), pois o reaproveitamento da água de lavagem acarretava a reciclagem da infecção. Há consenso quanto ao

emprego da enzima dextranase (Dextranax L) no combate à dextrana (RAVAGNANI, 2010).

O sistema Melle-Boinot de recuperação de levedura, teoricamente mantendo a concentração limite de células, data da década de 30 (USINES DE MELLE & F. BOINOT, 1935). O consórcio DDS – De Laval\*, criador do sistema, teve problemas nas usinas que trabalhavam na fermentação com caldo misto direto da moenda, além do melaço. Em nome do inventor Firmin Boinot, chegaram a patentear no Brasil, a remoção do nitrogênio orgânico do mosto. Entretanto o problema foi resolvido com a esterilização do caldo. Além das bactérias presentes, leveduras selvagens descontrolavam o processo (ANDRIETA, 1997). Na variante, isto é, no sistema Melle Boinot-Almeida para mosto só de caldo, 15% do vinho fermentado era deixado no fundo das dornas para receber as leveduras recicladas e não prescindia do uso de Emulsan AL, desinfetante constituído por pentaclorofenol e que posteriormente teve seu uso condenado pelo Conselho Federal de Química, ficando o pentaclorofenato conhecido como “pó da China”.

O melaço é estéril por natureza, enquanto que o caldo de cana por sua vez é sempre infecto. Como subproduto da fabricação do açúcar, a riqueza do melaço dependerá de vários fatores econômicos, comerciais, agrícolas e técnicos. Assim na referida Usina da Barra, apesar de estarmos num período de baixa cotação no mercado de álcool e mesmo com a elevada riqueza da cana, se trabalhava pelo sistema de duas massas cozidas ao invés do de três, mais aconselhável neste caso para melhorar o rendimento em açúcar. Mas o gigantismo das instalações já existentes, não permitiria qualquer maior empate de capital visando melhor aproveitamento da riqueza da cana. O tipo de açúcar fabricado influencia a qualidade do melaço, assim produzindo açúcar demerara este subproduto será mais pobre do que se fabricando açúcar cristal.

*\*DDS – De Laval: consórcio formado pelas empresas “Distillerie des Deux-Sèvres” francesa, e a sueca De Laval, fabricante das centrífugas.*

A cristalização do açúcar é facilitada com a presença de açúcares redutores e diminuída pela de sais minerais (VALSECHI & DE OLIVEIRA, 1963); os íons alcalinos monovalentes sendo considerados melassigênicos.

Na fabricação de açúcar, para complementar o teor em  $P_2O_5$  do caldo para a sua clarificação, usa-se fosfato de sódio cristalizado ( $Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$ ), apesar de ter somente 19% de  $P_2O_5$ , enquanto que o ácido fosfórico industrial possui mais de 50%; diminuindo o emprego de cal melhora o problema das incrustações criadas pelo  $Ca^{++}$  na evaporação e nos vácuos.

Entretanto, consta que o  $Na^+$  acumulado no melaço, pode prejudicar o rendimento da sua fermentação (AMORIM, 1980). Contudo, um trabalho apresentado pela Tailândia em recente congresso da ISSCT (“International Society of Sugar Cane Technologists”), evidenciou que o teor de cálcio inibe a ação da invertase na conversão da sacarose em glicose e frutose (ZARPELON, 2010). Aliás, já havíamos notado esse fenômeno em destilarias autônomas, devido à cal empregada tratando a água de lavagem da cana.. O melaço de um modo geral, apesar de ser excelente substrato para a fermentação alcoólica pela sua riqueza em açúcares totais, nunca prescinde uma complementação em elementos nutritivos para a levedura (FURLETTI, 1987). O seu marcante efeito tampão, aumenta o consumo de ácido sulfúrico para se alcançar o pH desejado.

Também interessante é o problema da decomposição espumosa que pode ocorrer de forma espontânea em melaço estocado (TRIVETT, 1954). Atribui-se ao mau hábito de se aquecer o melaço na saída das turbinas para facilitar o trabalho das bombas, quando o correto seria esfriá-lo. Pois estas decomposições com desprendimentos gasosos são decorrentes de altas temperaturas no armazenamento do melaço (FURLETTI, 1987).

Dos componentes orgânicos do melaço, o ácido láctico constitui o mais prejudicial à fermentação alcoólica (TOSETTO, 2008). O uso de formol no decantador, como preservativo do caldo nas paradas prolongadas, é

desaconselhado, pois pode depois aparecer no melaço, prejudicando a sua fermentação. O emprego de pentaclorofenol para este fim dava ótimo resultado.

Considerando que bactérias dos gêneros *Bacillus* e *Lactobacillus* são os microrganismos que normalmente contaminam a fermentação alcoólica, uma equipe formada por pesquisadores da USP, estudou o efeito da radiação gama na redução da sua população em mosto de caldo de cana-de-açúcar (ALCARDE et al., 2003). Tendo sido constatada a eficiência do tratamento, se conclui que será com mais razão, adequado para o emprego em mostos de melaço ou mesmo mistos.

Segundo Rousselet (1961), a fabricação de álcool direto a partir da cana nas usinas sucroalcooleiras tem a vantagem de regularizar o desempenho das moendas e das caldeiras, que não sofrerão influência de falhas comuns na fabricação de açúcar, como na clarificação e na evaporação do caldo (“paradas por cheio”).

As liquidações da fabricação de açúcar são facilitadas havendo concomitante “moagem para álcool”, mantendo um regime de trabalho regular nas caldeiras e na filtração com bagacilho. Entretanto, a prática de se mandar o caldo primário do primeiro terno de moendas para a fabricação de açúcar e o secundário do segundo terno com o retorno dos subseqüentes, para a destilaria, dificulta o controle de um modo geral e o caldo primário precisava ser diluído para facilitar a sua decantação, enquanto que o secundário tenha de ser reforçado com melaço, para não descontrolar a destilação.

Como a composição do melaço varia de acordo com o açúcar fabricado, além de outros fatores naturais, a cana tendo também suas variações, o preparo do mosto misto de caldo e melaço, torna-se um tanto complicado. Emprega-se uma fórmula empírica, que é aplicada em fermentação por batelada alimentada. O material fermentando na dorna trabalhando com um grau Brix de “b” (vide

**GLOSSÁRIO**), alimenta-se com mosto com 2(b-1). Por exemplo, para se manter 11° Brix na dorna, alimenta-se com mosto de 20° Brix.

Já para fermentações contínuas é uma questão de automatização desta prática. Quando se inoculam células de levedura no substrato, após uma fase de adaptação, há um crescimento celular até a concentração atingir uma constante denominada “número de Brown”, estacionando o crescimento com um equilíbrio entre o número de células que nascem e o número das que morrem, até que depois vai diminuindo com o esgotamento dos nutrientes até o final da fermentação (ARAÚJO, 1980).

Nos sistemas com reciclagem de levedura prolonga-se esta fase de equilíbrio, sendo sensível a etapa inicial de adaptação e crescimento. Assim, ao se alimentar a fermentação com caldo, o emprego de biocidas na saída nas moendas deve ser cauteloso, para não prejudicar a fermentação.

Segundo alguns autores, além da qualidade do levedo, vários fatores contribuem para a formação excessiva de espuma durante a fermentação, como o emprego de melaço, a presença de bactérias e compostos minerais, inclusive a técnica da distribuição do mosto (LOPES, 2005). Entretanto, normalmente quando se trabalhava com melaço puro ou com até 25% do caldo misto da moenda, conseguia-se manter a fermentação relativamente tranquila fazendo-se a correção da tensão superficial do mosto com o uso de óleo sulfuricinado preparado na destilaria.

Já na época do Pró-Álcool, passou-se a empregar produtos comerciais anti-espumantes de forma contínua e depois, com as destilarias autônomas, também “desespumantes” aplicados nos levedos separados por centrifugação ou por decantação. Mas com caldo cru, a turbulência pode se tornar incontrolável. A automação do combate do excesso de espuma é feita através de sensores controlando a adição das substâncias corretivas (MARÇAL, 2009). Este controle é aprimorado com o emprego de um dosador de anti-espumante com sistema

pneumático, que eletronicamente ajusta a ejeção da solução do produto. Com o controle do processo de fermentação obtém certa estabilidade da temperatura e na turbulência do mosto na dorna, com conseqüente redução da espuma gerada e, portanto diminuição drástica do uso de anti-espumante e dispersante (ALVES, 2010).

Se bem que as restrições havidas quanto a extração de caldo da cana-de-açúcar por intermédio de difusores se concernem ao seu emprego na fabricação de açúcar (PROCKNOR, (1980), em destilarias autônomas este processo não se propagou. Talvez devido a que várias delas tenham sido na realidade, projetadas prevendo a possibilidade de fabricar açúcar e álcool.

A COPERSUCAR elaborou quatro tipos de tratamento para o caldo mandado para a destilaria, cujos esquemas estão anexos (OLIVEIRA, (1982). No primeiro não há esterilização, o segundo é o normalmente empregado, no terceiro há um sistema de recuperação de calor e, no quarto se prevê uma decantação rápida com uso de coagulantes e filtração do material decantado, que contem nutrientes que deverão ser comprados para compensar a perda. Havendo neste caso, menor formação de óleo fusel, devido à disponibilidade de fontes de nitrogênio melhor assimiláveis que as de origem orgânica, sem acarretar a formação do subproduto.

### **2.3 – SISTEMAS DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA**

Abaixo, estão relacionados processos de fermentação para a produção de álcool, encontrados na literatura especializada e empregados no Brasil:

1. Pé de Cuba (MARTELLI, 1958);
2. Sistema de Cortes (LIMA, 1960);

3. Sistema Melle-Boinot (ALMEIDA, J. Lacerda de, 1960);
4. Processo Melle-Boinot-Almeida (ALMEIDA, J. Rocha de, 1960);
5. Fermentação Contínua (BORZANI, 1960);
6. Tipo A. Mattos (RASOVSKY, 1979);
7. Biostil (SARTORI, 1982);
8. Fermentador tipo torre (SILVA, 1985);
9. Reator contínuo com leveduras floculantes\* (BUENO NETTO, 1985);
10. Copersucar (FINGUERUT, 1985);
11. Inter-Hude\* (BETHIOL, 1985);
12. Acoplagem a membrana de filtração (MAIA, 1986);
13. Fermentação alcoólica por bactéria (SERZEDELO, 1987);
14. Processo Reflux (PINTO, 1990);
15. Método Nordeste\* (NUNES, 1991);
16. Alcomat\* (FARIA, 1999);
17. Processo Andrietta-Stupiello (STUPIELLO, 2003);
18. Sistema Vogelbusch (AMORIM, 2005);
19. Unicamp (AMORIM, 2005);

20. Sistema Zanifloc\* (AMORIM, 2005);

21. Processo Engenho Novo - Fercen (AMORIM, 2005);

22. Contínuo com levedura selecionada em reator torre\* (ANDRIETTA, 2007);

23. Fermentação extrativa (ATALA, 2009).

Toda e qualquer operação industrial ao passar a trabalhar de forma contínua, visa eliminar gargalos e aumentar a produtividade. Entretanto o controle de qualidade e quantidade precisa ser rápido e seguro. O que na maioria das vezes só é obtido pela automação. Quanto aos parâmetros a estabelecer, isto dependerá das condições de trabalho. Assim, em destilarias autônomas empregando exclusivamente caldo de cana, geralmente a riqueza do vinho não passa de 8% v/v em álcool. Já nas destilarias anexas a usinas de açúcar é exigida uma concentração de 10% (v/v) pelo menos, para se obter alta produtividade de álcool (USHIMA, 1987). RIBEIRO (2003) apresentou na Universidade de Ribeirão Preto os anexos fluxogramas de instrumentação, sobre a automação na fermentação contínua e por batelada.

Fermentação Contínua de Múltiplos Estágios - tipos de reatores:

PFR (“Plug Flow Reactor”) – reator tubular, trabalhando pressionado e no qual há variação da concentração de substrato, de células e de produto ao longo de sua extensão.

CSTR (“Continuous Stirred Tank Reactor”) – reator de mistura, ou seja, dorna com agitação contínua, tendo a mesma concentração de substrato, células e produto em qualquer ponto do mosto em fermentação.

\* *Sistemas de fermentação contínua operando com levedura floculante.*

Esses reatores são empregados nas reações catalíticas, o que inclui as fermentações que são exotérmicas e requerem contínuo resfriamento. A temperatura normalmente ficando entre 29° e 31° C. Entretanto conforme as condições climáticas, pode ser necessário um certo aquecimento na fase inicial de desenvolvimento celular. Sendo que em outros lugares há dificuldade em manter a fermentação numa temperatura adequada, devido a da água de resfriamento estar relativamente quente.

ANDRIETTA (1991), utilizando o modelo de Monod para o estudo da otimização dos processos com os dois tipos de reatores, concluiu que o tubular requer menos tempo que o de mistura, se bem que não sejam indicados para processos fermentativos, devido ao desprendimento gasoso. Daí o emprego de vários reatores de mistura em série, formando sucessivos estágios.

O Centro de Tecnologia da Copersucar (CTC), hoje Centro de Tecnologia Canavieira, instalou sistemas de fermentação contínua em múltiplos estágios, com três a quatro dornas em série tendo saída por fundo cônico e o resfriamento sendo realizado por bateria de trocadores externos (FINGUERUT et al., 1992).

Atualmente os processos de fermentação contínua com alta produtividade, operando em sistemas de no mínimo quatro estágios e com alimentação de mosto e fermento somente na primeira dorna (ANDRIETTA, 1997).

Os pesquisadores MAUGERI & ATALA (2005) em entrevista ao Jornal da Unicamp, destacaram a produção de vinho na fermentação extrativa com até 50° GL, um verdadeiro flegma. O problema agora está na destilação, porque o esgotamento do vinho e a retificação passará a ser uma única operação, vinhaça passando a ser flegmaça. Na destilação, havendo mais interesses em jogo, é mais complexo passar da fase de laboratório para a industrial. Porém, existirão acertos que acabarão sendo efetuados e teremos uma nova era no setor.

O professor Jayme Rocha de Almeida da ESALQ, afirmava em seu livro de cunho didático “Álcool e Destilaria”, haver uma tendência de se obter raças de leveduras que trabalhassem regularmente em mosto de alta concentração (ALMEIDA, 1940). Já as atuais pesquisas de Daniel Ibrahim Pires ATALA (2000) a respeito da fermentação alcoólica com alta densidade celular, evidenciam a viabilidade desta condição. Ademais, recentemente NOLASCO JR. (2010) desenvolveu seu “processo térmico” na classe das fermentações VHG (“very high gravity”), com alta concentração de açúcares e densidade nos mostos.

Na indústria de bebidas são de grande importância as fermentações secundárias, responsáveis pelos sabores característicos. Em enologia devido à complexidade do processo, pesquisadores se baseiam em modelo de lógica difusa em conjunto com as técnicas de otimização numérica, para o controle preditivo da fermentação (sic), i. e. controles PI e PID (IGREJAS, 2008).

No seu programa integrado a Pentagro além das características ações preditivas para a eficiência da fermentação, aplica a lógica Fuzzy no controle de nível das dornas, da pressão de vapor e do “set-point” da vazão de vinho, garantindo o trabalho normal de sua destilação (PENTAGRO, 2010).

Zanni (1980) apresentou avançado estudo sobre a automação na indústria sucroalcooleira. No que se refere ao controle da moagem e da fermentação, estão anexas as ilustrações correspondentes.

Resta citar 3 publicações a respeito de leveduras floclantes e flocladas, relacionadas na RESENHA BIBLIOGRÁFICA: uma de autoria de STROPPIA et al. (200\_) sobre leveduras selecionadas em reator tipo torre em unidade de fermentação alcoólica, outra de CUNHA et al. (2006) sobre pesquisa de levedura floclante condicional e a de OLIVA NETO (2008) estudando a ação dos agentes indutores da floclação de leveduras na fermentação alcoólica.

## **Arquitetura Fieldbus**

Os padrões de transmissão de sinais utilizados inicialmente em sistemas de controle eram baseados na codificação dos sinais de pressão que normalmente possuíam valores entre 3 e 15 psi. A tecnologia pneumática foi amplamente utilizada porém gradativamente substituída pelo padrão de transmissão em corrente, 4-20 mA, não eliminando a característica analógica e o caráter unidirecional dos sinais de transmissão. Com o advento do protocolo HART (“Highway Addressable Remote Transducer”), que sobrepõe informação digital sobre os sinais analógicos, tentou-se ampliar a funcionalidade do padrão 4-20 mA para acomodar fluxo bidirecional de dados e os chamados dispositivos inteligentes, porém a aceitação destas soluções foi limitada.

A transição para sistemas totalmente digitais se tornou indispensável frente às necessidades tecnológicas do desenvolvimento do controle de processo moderno. O sucesso limitado dos sistemas híbridos revelou as reais características que uma nova arquitetura deveria possuir para alcançar uma aceitação amplamente difundida: a capacidade de substituição completa do padrão 4-20 mA, desenvolvimento de padrões abertos para a garantia de interoperabilidade total entre dispositivos de fabricantes diferentes e garantia de funcionalidade estável equivalente à do padrão 4-20 mA.

A instalação e manutenção de sistemas de controle tradicionais implicam em altos custos, principalmente quando se deseja ampliar uma aplicação onde são 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 operabilidade de uma aplicação introduziu-se o conceito de rede para interligar os vários equipamentos de uma aplicação. A utilização de redes em aplicações industriais prevê um significativo avanço nos custos de instalação, procedimentos de manutenção, opções de “upgrades” e informação 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 ao usuário final, que deve buscar 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 lança 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. Uma vez diante de um processo de escolha e devido à importância estratégica, faz-se necessário conhecer os principais elementos que caracterizam as redes de comunicação industriais, de forma a compor um critério de seleção que conduza a uma escolha consciente, baseada em conceitos fundamentais para o sucesso do empreendimento (FUERTES *et al.*, 1999, RODD *et al.*, 1998).

Classificam-se as redes quanto ao tipo de equipamento e os dados que ela transporta (SMAR,1998):

- **Sensorbus** - de característica determinística e tempos de resposta extremamente curtos, dedicada a atender às necessidades de comunicação no nível dos sensores e atuadores, predominantemente de natureza discreta e dados no formato de bits.
- **Devicebus** - com perfil determinístico e alta performance orientada para distribuição dos dispositivos de controle e seus periféricos com íntima relação com unidades centrais de processamento, a transmissão dos dados ocorrem no formato de bytes.
- **Fieldbus** - dotada de estruturas de dados mais completas e alto desempenho aplicado na comunicação entre dispositivos inteligentes em processo contínuo no formato de pacotes de mensagens.

- **Databus** - com a capacidade de manipular grandes quantidades de informações em tempo não crítico destinada ao domínio da informática industrial.

Com o objetivo de desenvolver um padrão que atendesse a todas as expectativas acima, em outubro de 1994 dois dos maiores consórcios que trabalhavam em propostas similares, ISPF e WorldFIP, se fundiram em uma única organização, a *Fieldbus Foundation*. Baseada em padrões ISA e IEC, e suportada por mais de cem grandes companhias, a arquitetura *Fieldbus* se mostra a alternativa com maior potencial de realmente substituir o padrão 4-20 mA.

*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,1998; THOMESSE, 1999).

A comunicação *fieldbus* apresenta algumas vantagens como substituto aos padrões de comunicação estabelecidos, são elas:

**Interoperabilidade:** definida como a capacidade de operação em conjunto de diversos dispositivos sem comprometimento da funcionalidade. Garantindo a coexistência de equipamentos de diversos fabricantes na mesma planta e a compatibilidade entre as comunicações. Tal característica representa vantagens tanto para o usuário, que não fica dedicado a um fornecedor específico, quanto aos fabricantes, que não precisam desviar recursos no desenvolvimento de protocolos proprietários ou linhas de produtos completas.

**Menores custos de instalação:** redução no custo de fiação, instalação e operação, simplicidade de projeto e implementação de várias funções em software são fatores que determinam redução de custos iniciais com a utilização de

tecnologia *fieldbus*. A informação imediata sobre diagnósticos de falhas nos equipamentos de campo facilita as operações de “start up”.

Menores custos de manutenção: devido à disponibilidade da informação em tempo real de forma bidirecional, as operações de diagnóstico de falhas, manutenção preventiva e calibração de instrumentos são extremamente facilitadas. Além disso, todos os dados de operação disponíveis podem ser utilizados para procedimentos de otimização global ou para auditoria e documentação, caso exigido por agências de regulamentação.

Desempenho: a distribuição das funções de controle nos equipamentos de campo, dispensando equipamentos dedicados ao controle confere aumentos de desempenho e confiabilidade. A possibilidade de se implementar estratégias de controle sofisticadas de forma simples, utilizando a capacidade combinada de poucos dispositivos físicos e funções em software, proporciona a coordenação de operações para maximizar a eficiência do sistema (SMAR,1998; THOMESSE,1999).

É intencional, com a substituição do 4-20 mA analógico, uma oferta de benefícios, inclusive a habilidade de migração dos dispositivos já existentes neste padrão para o padrão *fieldbus*. Para isto, inclui-se suporte para várias opções, como energização de dispositivos pelo barramento, segurança intrínseca e interface com DCS (sistema de controle distribuído). A tecnologia *fieldbus* pode aproveitar diretamente a fiação instalada para dispositivos no padrão 4-20 mA. O processo de “upgrade” de uma planta pode inclusive ser feito, refinando os recursos já existentes, segmento a segmento ou mesmo dispositivo a dispositivo, com a disponibilidade de interfaces adequadas.

A interoperabilidade é um dos pontos fundamentais da arquitetura *fieldbus*. Testes de interoperabilidade entre dispositivos são administrados pela Fundação de *Fieldbus* em seu laboratório independente em Austin, Texas. Portanto, é necessário descrever dois aspectos da especificação que provêm

essa capacidade: os blocos de função e a descrição de dispositivos. Syncrude Canada Ltd. recentemente realizou testes de interoperabilidade verificando que a operação em conjunto de dispositivos de campo e sistemas de controle de fabricantes diversos era possível (VERHAPPEN, 2000).

Para garantir a interoperabilidade entre os equipamentos *fieldbus* é de extrema importância a padronização de blocos funcionais. Os blocos definem uma interface comum para entradas, saídas, alarmes, eventos e algoritmos. Como dispositivos semelhantes incluem os mesmos tipos de blocos, a padronização evita divergências estruturais entre equipamentos de diferentes fabricantes. A padronização não impede a diversificação de recursos entre os fabricantes uma vez que a implementação dos algoritmos nos blocos é livre, porém a interoperabilidade é mantida.

Blocos funcionais como entradas e saídas analógicas e digitais, controladores PI, PID e razão, bias e ganho foram criados com o objetivo de proporcionar ao sistema de controle distribuído a possibilidade de se dedicar às funções de mais alto nível, como otimização.

A arquitetura *fieldbus* inclui duas funções principais, interconexão e aplicação. Interconexão diz respeito à passagem de dados entre dispositivos, sejam estes de campo, consoles de operação ou configuração. A parte do padrão que endereça essa funcionalidade é o protocolo de comunicações. Aplicação diz respeito ao desenvolvimento de sistemas de controle e automação.

A arquitetura de interconexão *fieldbus* é baseada em um subconjunto de três das sete camadas propostas no modelo de referência OSI proposto pela ISO. Tanto o modelo OSI quanto seu gerenciamento foram desenvolvidos utilizando-se a técnica de programação orientada por objetos ("Object Oriented Programming" - OOP), característica essa que também se reflete no padrão *fieldbus*. O conceito de modelagem orientada por objetos torna possível decompor sistemas complexos em hierarquias de entidades funcionais de muito mais fácil tratamento.

O modelo de referência OSI é um padrão internacional para o desenvolvimento de arquiteturas de rede como sistemas abertos, em contraste com arquiteturas e protocolos proprietários. Todos os aspectos funcionais de um sistema de telecomunicações, em todos os níveis, foram considerados.

As camadas 3 a 6 não foram incluídas no padrão *fieldbus*, principalmente devido à falta de necessidade de conexões inter-redes; as funções pertinentes dessas camadas foram absorvidas principalmente pela camada de aplicação. Tal simplificação permite que o protocolo *fieldbus* seja rápido e eficiente, mesmo quando implementado em dispositivos com capacidade de processamento limitada (FUERTES et al., 1999).

Uma breve descrição das camadas restantes, conforme implementadas na arquitetura *fieldbus* se segue:

Camada Física (1): interface com o meio físico. Responsável pela transformação do fluxo de bits em sinais adequados para transmissão através do meio. Define ainda questões como número de nodos suportados e de comprimento máximo por segmento de rede, bem como o fornecimento de energia aos dispositivos alimentados pelo barramento, no caso do *fieldbus*.

Camada de Enlace (2): transferência de dados entre os nodos da rede. Responsável pelo estabelecimento, manutenção e encerramento de conexões, pelo controle de fluxo e de erro, e pelo controle de acesso ao meio. No padrão *fieldbus*, inclui ainda a responsabilidade pelo endereçamento (no padrão OSI, função da camada de rede).

Camada de Aplicação (7): suporte ao sistema distribuído, oferecendo serviços locais e de comunicações. O padrão define formatos de mensagem e serviços disponíveis (BIEGACKI & Van GOMPEL, 1996).

No que concerne ao usuário final, o interesse está basicamente na conexão física dos dispositivos e no desenvolvimento de aplicações. A camada física está completamente definida no padrão e embora possa sofrer extensões para, por exemplo, suportar novos meios físicos como rádio, não está sujeita a sofrer modificações. No que diz respeito às aplicações, ainda há algumas pequenas diferenças entre as diversas implementações propostas pelos fabricantes. Em termos de utilização prática, porém, os usuários não necessitam se preocupar com eventuais modificações nas camadas de aplicação e enlace, e na gerência de rede; tais desenvolvimentos devem ser absorvidos pelos fabricantes de equipamentos e de ferramentas de software.

Conforme a descrição acima, o padrão *fieldbus* implementa apenas as camadas 1, 2 e 7 do modelo de referência OSI. O suporte à aplicação é fornecido pelos blocos de função.

A necessidade de desempenho equivalente ao de sistemas 4-20 mA demanda altas velocidades de transmissão e conseqüentemente um consumo de potência mais alto, o que pode entrar em conflito com os requerimentos de segurança intrínseca em aplicações com tal conceito. Assim, duas opções de velocidade foram previstas no padrão *fieldbus*: uma, moderadamente alta, mas ainda capaz de atender os requisitos de segurança intrínseca (H1), e outra, com performance ainda maior (H2).

Dentro do padrão *fieldbus* foram previstas várias opções de meio físico, cada qual com suas vantagens e desvantagens. Em um barramento, todos os dispositivos devem utilizar as mesmas opções de meio, conexão e taxa de transmissão. No entanto, dispositivos energizados pelo barramento ou não, ou ainda dispositivos com segurança intrínseca ou não podem coexistir em um mesmo barramento.

## ***Aplicação da arquitetura fieldbus no setor produtivo***

Para criar um ambiente produtivo completamente automatizado é necessário promover interligações entre os dispositivos de campo e os computadores que promovem o controle das atividades, supervisionam os dados do processo e corrigem eventuais falhas de produção. Em busca destas características, cientistas e projetistas procuram desenvolver arquiteturas de redes capazes de integrar sistemas compatíveis e promover conectividade e flexibilidade entre hardwares e softwares (FUERTES et al., 1999).

BIEGACKI & VanGOMPEL (1996) descrevem a aplicação da arquitetura DeviceNet (baseada na tecnologia CAN-“Controller Area Network”) em substituição à estrutura convencional de automação existente em uma linha de embalagem em Rhode Island (EUA). Foi observado um menor custo de instalação, um melhor desempenho do sistema de controle e uma melhor adaptação às mudanças exigidas pelo mercado.

Na tentativa de se reduzir custos na conversão de sistemas convencionais de pequeno porte em sistemas *fieldbus*, ŠVÉDA & VRBA (1999) propuseram um desenvolvimento de conectividade de sensores-atuadores binários com o sistema *fieldbus* ASI, padrão alemão.

MOORE & WONG (2000) apresentam a necessidade do desenvolvimento de dispositivos pneumáticos inteligentes, devido aos avanços na tecnologia *fieldbus* e à crescente necessidade de fornecimento de dados em tempo real.

A importância da comunicação em tempo real é evidenciada por LIVANI et al. (1999) quando atribuem ao sistema CAN bus vantagens quanto à robustez, múltiplo acesso de informações e indicação de erros e falhas.

Assumindo-se a viabilidade técnica do sistema *fieldbus* é necessário obter informações quanto a seus aspectos financeiros. Para isto VERHAPPEN (2000)

desenvolveu um estudo de viabilidade econômica analisando comparativamente os custos envolvidos no desenvolvimento de três diferentes sistemas de automação e controle: sistema convencional analógico, sistema híbrido HART e sistema *fieldbus* – “*Foundation Fieldbus*”. Apesar de um maior custo inicial, os sistemas HART e *fieldbus* são mais econômicos que o sistema convencional. O sistema *fieldbus* apresenta uma vantagem extremamente competitiva por se tratar de um sistema completamente digital e possuir um mercado em plena expansão, o que permite uma previsão de redução dos custos de seus dispositivos.

Por se tratar de uma tecnologia relativamente recente, observar-se uma predominância de artigos tipicamente descritivos, tratando do padrão em si e seus potenciais, mas ainda poucos tratando de aplicações em casos concretos.

## **Capítulo 3. MATERIAISE MÉTODOS**

### ***3.1 – ANÁLISE DO DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.***

Nesta etapa foi realizada uma análise detalhada do processo de produção de açúcar e etanol.

A análise foi baseada na descrição dos processos tradicionalmente aplicados nas usinas. Uma abordagem histórica foi realizada considerando os aspectos técnicos tradicionalmente aplicados no processo.

Foram evidenciadas, nesta etapa do trabalho, as principais modificações observadas nos processos produtivos das usinas.

### ***3.2 – PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL***

O estudo e a aplicação do conhecimento adquirido na etapa inicial do projeto aliados ao conhecimento especialista permitiu o desenvolvimento de uma proposta de automação moderna para o processo de produção de açúcar e etanol.

Inicialmente, construiu-se os diagramas importantes do processo:

- **Diagrama de blocos;**
- **Diagrama de processo;**

- **Diagrama de Tubulação e Instrumentação.**

Após a proposta dos diagramas foi estudada a aplicação de sistemas supervisórios no processo de produção de açúcar e álcool e a utilização do sistema de automação baseada em redes (*Fieldbus*).

Outra vertente, bastante promissora na área, é a aplicação de simulação para a análise do processo e a aplicação em treinamento de operadores.

Assim, apresenta-se um simulador utilizado no Laboratório de Controle e Automação de Processos (LCAP) aplicado ao processo de fermentação.

### **3.3 - ANÁLISE DA PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO**

Foi realizada uma análise da proposta de automação baseado na verificação da tecnologia envolvida e na análise das metodologias de trabalho utilizadas na área sucroalcooleira.

## **CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES**

### ***4.1 – ANÁLISE DO DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL.***

A partir da década de 50, no Brasil foram importantes as seguintes modificações nos principais setores das usinas de açúcar e álcool:

Transporte da cana - Passou progressivamente de vias férreas, operando na rede pública e em linhas próprias, além de veículos de tração animal, para carretas puxadas por tratores, caminhões e finalmente, veículos pesados construídos especialmente para esse fim. Adapta-se às condições do terreno e às variações da topografia local.

Qualidade da cana recebida - Melhor controle com a amostragem e pagamento pelo teor de sacarose. Entretanto vem sendo prejudicada devido ao desenvolvimento da mecanização agrícola e ao aproveitamento da palha.

Limpeza da cana - Sendo desnecessária no início, desenvolveu-se com a lavagem em mesas alimentadoras de 45°, consumindo até 10 m<sup>3</sup> de água por tonelada de cana. Agora, quando muito se resume a uma “lavagem a seco”.

Preparo da cana - A adaptação de um tipo de “Shredder” (moinho de martelos) para desfibrar a cana sem acarretar uma solução de continuidade na esteira alimentadora, permitiu sensível melhora da extração de sacarose nas moendas.

Moagem – Primeiro foi eliminado o antigo “quebrador” de dois rolos que iniciava a operação da moagem antes do primeiro terno de moendas, evitando embuchamentos de cana. Com o emprego de vapor superaquecido ao invés de saturado, o acionamento deixou de ser efetuado com máquinas a vapor com

distribuição tipo Corliss ou pistões, que foram substituídas por turbinas de contra-pressão, também empregadas na geração de energia elétrica, movimentando os dínamos. Estas turbinas recebendo vapor de alta pressão desenvolvem energia mecânica e fornecem vapor servido ou escape de reduzida pressão, empregado para aquecimento na fabricação de açúcar e álcool. Além do mais, hoje em dia cada terno de moenda tem um “chute Donnelly” (vide **Glossário**) na entrada da cana e todo caldo que retorna para embeber a moenda anterior é peneirado por uma peneira de barras.

Geração de vapor- As caldeiras atualmente, trabalhando com vapor de até 100 bar (atmosferas) estão equipadas com desaerador para a água de alimentação, pré-aquecedor de ar e às vezes, também secador de bagaço. Com a terra que acompanha a cana e depois o bagaço, o material particulado nos gases de combustão é um problema.

Tratamento do caldo – A substituição dos arcaicos filtros-prensa pelos filtros rotativos a vácuo, trouxe um problema que só foi resolvido mais recentemente, pois o filtrado do lodo dos decantadores de caldo ficou bastante impuro. O emprego de polieletrólitos como auxiliares na clarificação do caldo de cana tem tido certo efeito, mas sem resolver a situação, principalmente para a produção de açúcar cristal de boa qualidade, sem prejudicar o rendimento. A solução veio com a flotação a quente do caldo filtrado, também com o auxílio de um polímero específico. A última palavra sendo uma prensa desaguadora, que filtra o lodo diretamente da saída do decantador, substituindo o filtro rotativo que requer bagacilho como auxiliar de filtração. Já no tratamento do caldo para a fermentação está se generalizando a sua decantação de forma mais rápida e adição de nutrientes sintéticos. A prática de desarenar o caldo saindo da moenda por decantação em tanques circulares tem risco de uma infecção dextrânica.

Evaporação – O sistema em quádruplo ou quádruplo-efeito passou para quádruplo ou mesmo sêxtuplo-efeito, com a criação do apelidado “pré-evaporador”, um primeiro efeito avantajado, que aquece o caldo decantado com vapor escape

das turbinas de acionamento das moendas e do turbo-gerador de corrente elétrica conforme visto acima, além de outras que possam existir no preparo da cana ou na alimentação das caldeiras. Fornece vapor “vegetal” à evaporação propriamente dita, aos aquecedores de caldo, aos tachos de cozimento (vácuos) e à destilação. Normalmente as caixas dos evaporadores são de feixe de tubos com fluxo ascendentes, mas há tipos com fluxo descendente e também com placas ao invés de tubos. Quanto ao material, primitivamente eram de cobre com espelhos de bronze, depois de aço carbono com tubos sem costura, passando a com costura e depois a tubos em aço inoxidável, que agora estão voltando à moda. O vácuo, antes gerado por condensador barométrico com bomba de ar, passou a ser obtido em gigantescas trompas d’água conhecidas como multijatos.

Vácuos- Assim são comumente chamados os vasos empregados para o preparo das massas cozidas, sendo onde se inicia a cristalização do açúcar, que termina nos “cristalizadores”. Trabalham numa pressão abaixo da atmosférica, indo até  $-27,5$ “ Hg (polegadas negativas de mercúrio, a  $32^{\circ}$  F), cerca de  $-0,9$  atmosferas. Foi abandonado o sistema de uma instalação central gerando vácuo para todos os aparelhos, empregando-se então instalações individuais. Assim cada vácuo tem o seu multijato. São caracterizados pela relação entre a superfície de aquecimento e o seu volume (s/v), o que limita a altura máxima acima da calandra. Aliás os vácuos antigos em que o aquecimento era efetuado por várias serpentinas, formando espirais inclinadas superpostas, eram muito úteis na operação de granagem, partindo de um nível baixo de xarope ou mel. Vários tipos de vácuos verticais de “calandria” (caixa tubular) foram utilizados entre nós. No modelo convencional, o diâmetro do corpo maior que o da caixa. No tipo Segura, de “calandra flutuante”, a caixa tubular fica separada das paredes externas, havendo uma passagem anelar por onde circulava o material em ebulição. Já o modelo Copersucar era do tipo vertical reto, tendo a caixa o mesmo diâmetro do corpo. Os do tipo Webre possuíam de uma a três hélices de duas pás circulando debaixo da calandra, acionadas por um motor no topo do aparelho. Como vácuos horizontais operando por bateladas tivemos o vácuo horizontal tubular Dedini e o

tipo “Fives Lille-Cail” horizontal de placas. Já os modernos vácuos contínuos mais conhecidos são : FCB (“Fives-Cail Babcock”) horizontal de placas, FS (“Fletcher-Smith”) horizontal tubular, FL-DZ (“Fives Lille - Dedini Zanini”) conjugado tubular e, finalmente os BMA-Jaraguá (“Braunschweigische Maschinenbauanstalt AG”) verticais em coluna.

Cristalizadores- Nos vácuos, trabalhando-se com o sistema de duas massas cozidas temos uma produzindo açúcar de primeira para o consumo e a outra, açúcar de segunda a partir dos méis do de primeira e que servirá como núcleo de cristalização para produzir o de primeira. Já no sistema de três massas temos duas produzindo açúcar para o consumo e outra servindo como núcleo de cristalização. Existem assim dois tipos de cristalizadores, onde as massas cozidas resfriam e os cristais de açúcar crescem: com simples serpentinas agitando a massa ou com tubos circulando água fria. Os modernos cristalizadores contínuos Werkspoor aumentaram o rendimento com a circulação da massa em contracorrente com placas contendo água para resfriamento.

Centrifugas para massa cozida- As antigas, movidas por sistemas hidráulicos sofriam desgaste contínuo e, as acionadas por polias com correias eram perigosas. Existem dois tipos de turbinas com motores elétricos: as automáticas que produzem o açúcar que sai direto para o secador e, as contínuas que separam o produto que vai servir de pé de cozimento, formando um magma com xarope, mel ou água.

Ensaque e estocagem do açúcar- Sofreu radical transformação, sendo fornecido a granel, ensacado, enfardado ou empacotado. Na conservação do produto, observa-se uma grande diferença no comportamento do açúcar em regiões mais altas e secas das à beira-mar, com mais calor e alta umidade. Assim em São Paulo, é conservado açúcar por três anos sem problemas; enquanto que no Rio de Janeiro, no verão escaldante o açúcar cristal estocado escurece e mela. À cerca de 40 °C perde-se o efeito da sufitação do caldo, o que inibe a formação de caramelo no açúcar, provocado pela reação de Maillard (P.A. BOBBIO & F.O.

BOBBIO, 1992). Já a umidade relativa da atmosfera chegando perto de 90%, provoca uma fermentação, verdadeira putrefação na superfície dos cristais. Seria o caso de se climatizar os armazéns.

Fermentação- Após a generalização da reciclagem de leveduras, o grande progresso foi a fermentação contínua. Assunto que será estudado mais adiante.

Destilação de álcool- Conforme o fluxograma do Esquema Geral de Destilação Alcoólica anexo, a aparelhagem era constituída pelo conjunto A/A1/D tido como coluna de destilação, formado pela coluna de esgotamento do vinho A, a de epuração do vinho A1 e a de concentração de álcool de 2<sup>a</sup> D, superpostas; coluna de retificação B; coluna Lutter ou B1, de separação de óleos; coluna de desidratação C e coluna de debenzolagem P; acompanhados dos respectivos condensadores, deflegmadores, etc. As colunas B e B1 foram anexadas formando o conjunto B/B1, de onde sai o álcool retificado. No processo azeotrópico de desidratação empregava-se uma mistura composta de benzol e B.P.S. (Boiling Point Spirit), passando-se depois ao benzol puro. O aquecimento da coluna de destilação que era por borbotagem, passou a ser feito indiretamente pelo trocador de calor K1, sendo aproveitada a água condensada do vapor nas caldeiras. O sistema “Flegstil” de retorno da flegmaça à coluna de destilação simplifica a operação. Tendo sido proibido o uso de benzeno, considerado cancerígeno, outros processos de desidratação do álcool têm se destacado: Destilação azeotrópica- empregando ciclo-hexano como “arrastador”, requer pequena adaptação para ser usado em aparelhos que utilizavam benzol. Destilação extrativa- já foi muito empregado em São Paulo, usando glicerina como desidratante. Agora está bem avançado o emprego de mono-etileno glicol (MEG). Adsorção em peneira molecular- emprega a zeólita tipo A3, com porosidade que permite a separação das moléculas de água das de álcool, com maior diâmetro. Pervaporação em membranas- empregando uma bateria de membranas não porosas, a água é separada por permeação seletiva. Através de vácuo, o álcool se evapora e é recuperado por resfriamento.

Vinhaça- Aumentou dez vezes a capacidade dos aparelhos de destilação e a produção do efluente proporcionalmente. Para um vinho com 10° GL, a proporção é de cerca de 10 litros de vinhaça por litro de álcool havendo aquecimento com borbotagem direta de vapor e de 8 no caso de aquecimento indireto da coluna de destilação. Praticamente é todo usado em fertirrigação da cana. Ora, se a cana irrigada com água já é mais pobre, com vinhoto fica ainda pior. A produção de biogás (metano) e o seu emprego como combustível teve certa aceitação, entretanto o seu uso na usina seria vantajoso caso houvesse evoluído o plano de se utilizar gás natural (etano) como substituto do bagaço e este sendo fornecido às concessionárias, para produção de energia elétrica. O metano seria então, um combustível complementar. Mas adaptar um maçarico queimando biogás numa fornalha de bagaço ou de óleo combustível, não é interessante.

Geração de energia elétrica- De um modo geral, a agroindústria canvieira sempre foi auto-suficiente em energia. Com a transformação dos antigos engenhos banguês em usinas centrais, as necessidades industriais e domésticas passaram contar com a geração própria de energia elétrica a partir de vapor oriundo das caldeiras de bagaço, com lenha e “fuel oil” como combustíveis adicionais, durante a safra. Já na entre-safra e nas paradas para manutenção das caldeiras, se empregavam geradores de pequeno porte, movidos a óleo diesel. Devido à atuação dos órgãos controladores da qualidade do meio ambiente e da utilização de derivados de petróleo, caprichou-se no balanço energético das usinas, eliminando-se o uso de combustíveis além do bagaço. Com a expansão da eletrificação rural, eliminou-se a geração por motores Diesel. As concessionárias não permitiram o emprego energia elétrica de geração própria para fins administrativos e residenciais (escritórios e casas). Isto durou até os recentes colapsos na produção pública de energia elétrica. Vem se desenvolvendo o inverso, usinas sucroalcooleiras fornecendo energia elétrica às concessionárias da distribuição pública (ROUSSELET & SANTOS, 2002).

*”Os usineiros, que até seis anos atrás eram tidos como se fossem os bandidos do agronegócio neste País, estão virando heróis.”*

Luiz Inácio Lula da Silva  
Presidente da República  
CORREIO POPULAR. Campinas, 20 de Março de 2007.

## **4.2 – PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ETANOL**

### **4.2.1 - Proposta de Diagramas Para o Processo de Produção de Açúcar e Etanol.**

De uma forma geral, o processo de produção de açúcar e etanol é bastante complexo, utilizando diversas operações unitárias e processos biotecnológicos, além disso, muitas condições de processo atingem altas temperaturas e pressões. Estas características fazem com que este processo seja potencialmente perigoso e danoso ao meio ambiente, caso ocorram situações que levem a planta à condições de instabilidade.

Para evitais erros de interpretação ou mesmo de entendimento do processo é fundamental a construção de diagramas onde são detalhadas todas as fases do processo.

Os três diagramas de processos utilizados neste trabalho foram:

- Diagramas de Blocos, (BFD)
- Diagramas de Processo (PFD)
- Diagramas de Tubulação e Instrumentação (P&ID).

#### **4.2.2 - Diagramas de Blocos (BFD)**

O diagrama de blocos é composto por uma série de blocos conectados com entradas e saídas de fluxos. Nele são incluídas informações de condições de operação tais como, temperatura, pressão, conversão, recuperação, etc.

O diagrama de blocos do processo dá uma clara visão da produção, sem a necessidade de maiores detalhes. Cada bloco representa uma parte do processo com uma função específica, que na realidade pode representar vários equipamentos.

Embora várias informações sejam ocultadas neste diagrama, é óbvio que este tipo de diagrama é extremamente útil para um entendimento preliminar do processo, sendo um excelente ponto de partida para a elaboração do Diagrama de Processo (PFD).

Na Figura 4.1 é apresentada uma proposta do Diagrama de Blocos para o processo de produção de açúcar e etanol.

#### **4.2.3- Diagramas de Processo (PFD)**

O diagrama de processo (PFD) contém um conjunto de dados de engenharia relacionados ao projeto da planta extremamente importante para o entendimento por parte do setor de engenharia.

Em um diagrama de processo (PFD) é possível identificar, facilmente, informações relativas aos equipamentos do processo, os fluxos de reagentes e produtos, linhas de utilidades e malhas de controle básicas.

Na Figura 4.2 é apresentado o diagrama de processo proposto para uma planta de produção de açúcar e etanol. Na mesma figura pode ser observado que

cada equipamento é identificado por números e símbolos que identificam uma operação específica.

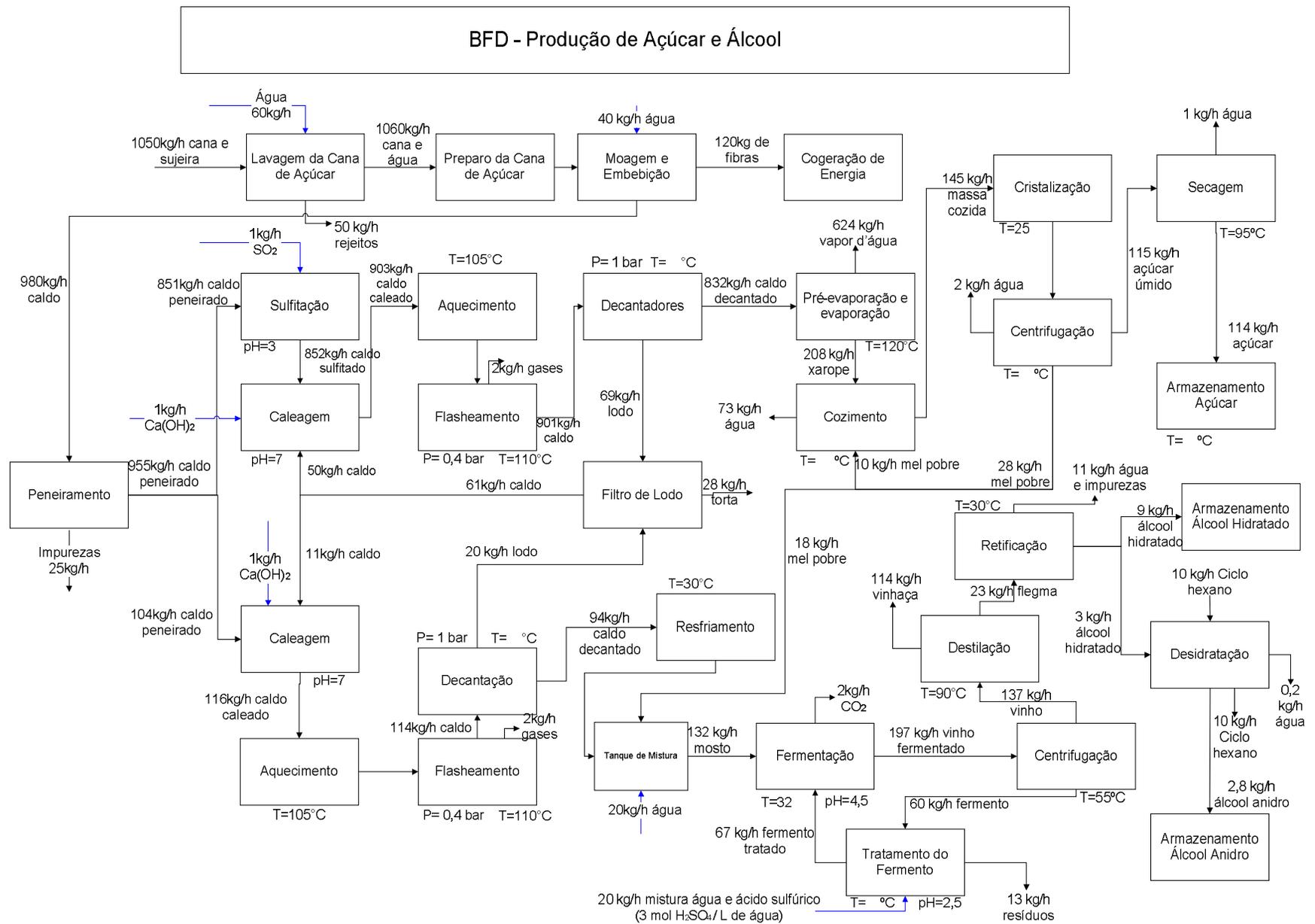
Também pode ser visto na Figura 4.2 que as malhas de controle básica, representadas de forma simplificada, são adicionadas ao PFD. Assim, para preservar a organização do diagrama foi necessário limitar e definir os dados que realmente foram necessários serem representados.

#### **4.2.4 - Diagrama de Tubulação e Instrumentação (P&ID)**

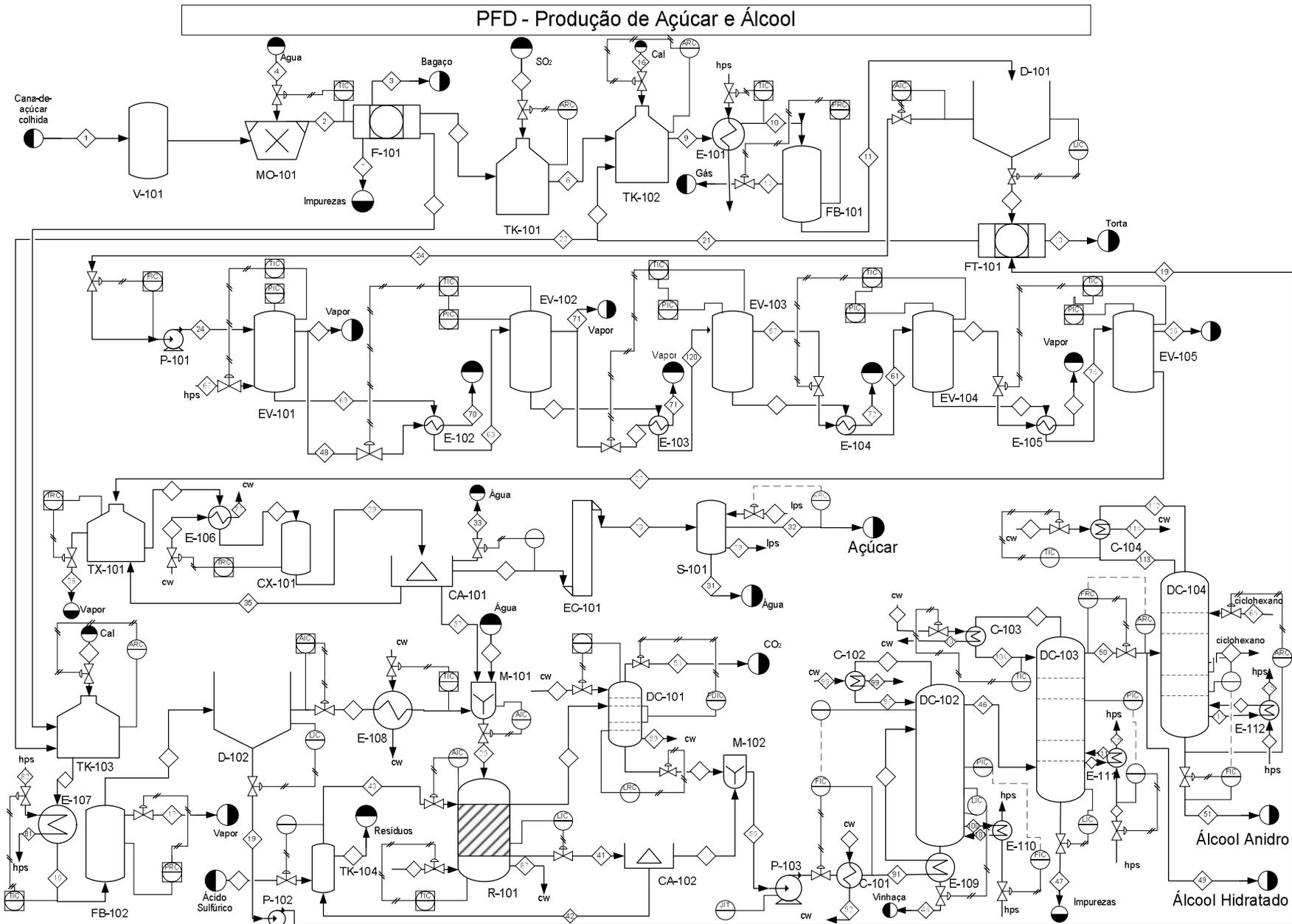
O desenvolvimento do diagrama de Tubulação e Instrumentação segue a norma ISA-S5.1.

A norma ANSI/ISA-S5.1-1984 (R1992) “Instrumentation Symbols and Identification” foi concebida para ser uma padronização de simbologia e identificação de instrumentos e equipamentos de processo, sendo atualmente sua abrangência a nível mundial.

Cada diagrama PFD requer um ou mais diagramas P&ID para fornecer as informações necessárias para o início da construção de uma planta. Como característica principal, o diagrama P&ID fornece informações relativas às tubulações do processo e também detalhamento da instrumentação do processo e suas funções. Os instrumentos do processo são identificados por um conjunto de letras que os classifica funcionalmente e por um conjunto de algarismos que indica a malha a qual pertence o instrumento ou função programada. Na Figura 4.3 é apresentada a proposta de um diagrama de tubulação e Instrumentação do sistema estudado neste trabalho.



**Figura 4.1 – Diagrama de Blocos de uma Planta de Produção de Açúcar e Etanol.**

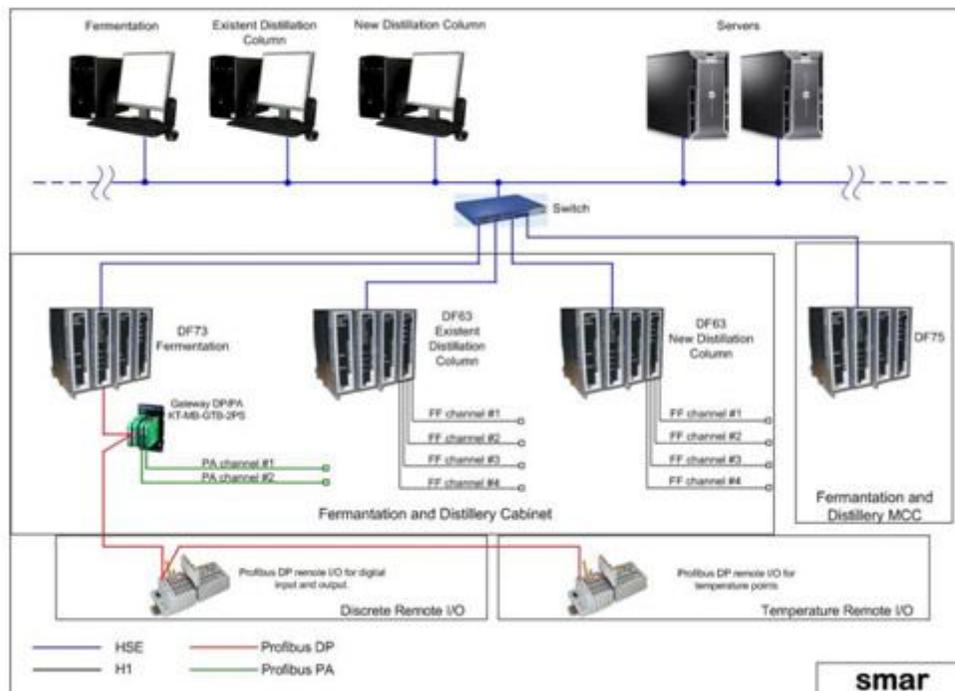


**Figura 4.2 – Diagrama de Processo de uma Planta de Produção de Açúcar e Etanol.**



## 4.2.5 - Proposta de Aplicação de Tecnologia Fieldbus Para o Processo de Produção de Açúcar e Etanol.

A supervisão e o controle do processo de produção de açúcar e etanol podem ser compostos por dispositivos e controladores inteligentes que integram um Sistema *Fieldbus* como apresentado na Figura 4.4.



**Figura 4.4 – Arquitetura *Fieldbus* Proposta para um Processo de Produção de Açúcar e Etanol (<http://www.smar.com>).**

Uma rede *fieldbus* definida para a supervisão e controle de uma planta sucroalcooleira pode ser composta por dispositivos relacionados abaixo:

### 1) Interface de campo distribuída (DFI 302).

Dispositivo de fundamental importância nos sistemas de controle de campo, possui a habilidade interligar redes com taxas de transmissão de dados

diferentes: H1 (31,25 kbits/s) e HSE (“High Speed Ethernet”). Constituindo-se como dispositivo mestre do barramento H1, gerenciando a comunicação em cada canal e a comunicação com a rede externa.

## **2) Transmissor de pressão diferencial (LD 302).**

Transmissor utilizado para a determinação da vazão, pressão e nível de diversos pontos da planta.

## **3) Três conversores corrente-*fieldbus* (IF 302)**

O IF 302 possui a função de converter as informações de campo transmitidas por instrumentos analógicos de sinais 4-20 mA em protocolo *Foundation Fieldbus*. Possui três canais de entradas independentes promovendo a integração das informações de campo às malhas de controle implementadas na rede.

## **4) Conversor *fieldbus*-corrente (FI 302)**

A conversão de sinais digitais *fieldbus* para analógicos 4-20 mA é efetuada pelo conversor FI 302, estes sinais são enviados aos atuadores para fins de controle. O dispositivo possui três canais de saída independentes.

## **5) Posicionador *fieldbus* (FY 302).**

O posicionador de válvula de controle para válvulas pneumáticas FY 302 em sistema *fieldbus* produz a pressão de saída requerida para posicionamento da válvula de controle, conforme entrada recebida pela rede *fieldbus* ou controle interno com o objetivo de modular a vazão em diversos pontos do processo.

#### **4.2.6 - Aplicação de Sistemas Supervisórios no Processo de Produção de Açúcar e Etanol.**

Sistemas supervisórios monitoram e rastreiam informações de um processo produtivo ou instalações físicas coletadas através equipamentos de aquisição de dados que podem ser manipulados, analisados, armazenados e apresentados ao usuário posteriormente. Para a monitoração do sistema de produção de açúcar e etanol, podem ser utilizados diversos Sistemas Supervisórios, de diferentes fabricantes. A grande maioria deles possui avanços tecnológicos e características funcionais semelhantes. O que os diferem, necessariamente, é o custo de aquisição envolvido e a assistência pós-venda.

Os sistemas supervisórios realizam comunicação com um sistema inteligente de equipamentos de controle através de um CLP (Controlador Lógico Programável). Essa comunicação obterá dados em tempo real de sensores de temperatura, pressão, vazão entre outros e realizará comandos de controle tipo liga/desliga do sistema de refrigeração em questão. A fase de engenharia do sistema supervisório é constituída das seguintes tarefas:

- Definições dos tipos de *tags*: *classes*, *array*, *tags* indiretos;
- Desenvolvimento de telas;
- Desenvolvimento de planilhas e funções matemáticas, alarmes e histórico, gráficos de tendências on-line e gráfico de tendência histórico e banco de dados;
- Comunicação com o CLP;
- Configuração do servidor OPC;

## **Comunicação via protocolo OPC**

A obtenção de dados em tempo real proveniente de sensores (temperatura, pressão, vazão, etc), comandos de controle (abrir, fechar, ligar, desligar, etc), status de comunicação, dados de desempenho e estatística do sistema será realizada através do padrão OPC.

O OPC é um padrão de comunicação de dados onde várias informações localizadas em diversos pontos (controladores, dispositivos de E/S, banco de dados, etc) podem ser conectadas diretamente a um “Cliente”, o qual pode executar funções de IHM (Interface Homem-Máquina), supervisão, tratamento gráfico, etc. Para realizar essa comunicação, o OPC utilizasse de um protocolo universal para envio de dados entre “Servers” (fontes de dados) e “Clients” (aplicações), eliminando dentro do possível o uso de “*drivers*” e conversores, na maioria das vezes proprietários. Esses “*drivers*” proprietários criam uma dependência, muitas vezes custosa e ineficiente, ente o usuário e o fornecedor daquele sistema proprietário. Quando se utiliza de um padrão OPC é necessário somente um “*driver*” padrão que se torna o Servidor (Server). Os dados são convertidos para uma forma que qualquer Cliente (Client) que tenha uma disposição OPC possa se conectar sem qualquer tipo de preparo prévio. Resumindo, o OPC proporciona o verdadeiro plug-and-play no campo de supervisão dentro do contexto da moderna automação industrial.

A publicação de especificações para o padrão OPC, através da OPC Foundation. A OPC Foundation é uma organização que aprimora e amplia as especificações OPC que tem a finalidade orientar os desenvolvedores para a implementação das aplicações cliente e servidor. Essas especificações permitiram o desenvolvimento de vários produtos para a automação industrial. O Uso de OPC's Servers permite que existam algumas vantagens em relação ao desenvolvimento de projetos onde se utilizam *drivers*. Algumas delas são:

- Uniformidade de interface para diferentes redes e protocolos, ou seja, dispensa a necessidade de ajustes dos *drivers* de cada rede, o que costuma levar tempo na configuração;
- Integração plena com a rede, mesmo quando alterações de protocolo forem implementadas, o OPC será utilizado pelo fabricante;
- Elimina a necessidade de *drivers* de comunicação;
- Integração entre diferentes ferramentas de supervisão;

A disponibilidade de informações a respeito da planta sucroalcooleira e a facilidade de implementações de diversos tipos de controles na unidade traz diversas possibilidades de desenvolvimento de trabalhos de otimização e planejamento de produção.

Um sensível aumento na confiabilidade dos dados obtidos, por se tratar de uma comunicação digital, é outro ponto importante no que se refere à manutenção do sistema. Uma vez que a maior disponibilidade de informações do sistema possibilita a detecção de falhas dos equipamentos, facilitando o diagnóstico e agilizando os reparos necessários.

O sistema de controle, devidamente sintonizado, permite a avaliação das características e diferenças de cada processamento que servirão como bons indicadores práticos da eficiência real de estabilização e economia de energia do sistema sob controle.

#### **4.2.7 - Uso de Simuladores no Processo de Produção de Açúcar e Etanol.**

O uso de simuladores de processo no setor sucroalcooleiro apresenta muitas vantagens:

- Possibilita a tomada de decisões, testes e mudança de estratégias por parte de engenheiros e operadores, evitando a incidência de erros graves, na utilização de um ambiente eficaz e sem riscos;
- Permite a concentração de conhecimento especialista em um único sistema;
- Desenvolve a capacidade de análise e tomada de decisão;
- Facilita a transferência dos conhecimentos adquiridos para a vida real já que o contexto que são empregues é idêntico ao contexto simulado.

O Laboratório de Automação e Controle de Processos concentra esforços no sentido de desenvolver um simulador de processos para aplicação específica no setor sucroalcooleiro, na tentativa de suprir uma demanda industrial cada vez maior.

Neste sentido, vem sendo desenvolvido no Laboratório de Controle e Automação de Processos (LCAP) um software simulador para o processo de fermentação alcoólica. O simulador foi desenvolvido utilizando o toolbos Simulink do e Matlab. O modelo foi baseado no trabalho de Nagy (2007) descrito a seguir:

## **Fermentação Alcoólica**

### Descrição do processo

A fermentação alcoólica é um dos mais importantes processos biotecnológicos devido ao crescente interesse pela utilização do etanol como fonte alternativa de energia.

Existem numerosos modelos que descrevem o comportamento dinâmico da fermentação, baseados em diferentes cinéticas. Entretanto, na maioria dos

modelos utilizados somente a cinética é considerada. A modelagem apresentada abaixo, além de um modelo cinético detalhado, considera equações que expressam a transferência de calor, a dependência dos parâmetros cinéticos com a temperatura, a transferência de massa do oxigênio no meio reacional e as influências da temperatura e da concentração iônica no coeficiente de transferência de massa.

As equações cinéticas usadas são modificações da Equação de Monod baseadas nas cinéticas de Michaelis-Menten.

$$\frac{dc_X}{dt} = \mu_X c_X \frac{c_S}{K_S + c_S} e^{-K_P c_P}$$

$$\frac{dc_P}{dt} = \mu_P c_X \frac{c_S}{K_{S1} + c_S} e^{-K_{P1} c_P}$$

$$\frac{dc_S}{dt} = -\frac{1}{R_{SX}} \frac{dc_X}{dt} - \frac{1}{R_{SP}} \frac{dc_P}{dt}$$

Onde RSX e RSP são os fatores de rendimento definidos como a razão de células (X) e etanol (P) produzidos pela quantidade de glicose (S) utilizada. Estas equações expressam a produção ou consumo dos componentes considerando o efeito inibidor do etanol.

O biorreator é modelado como um tanque agitado com alimentação contínua de substrato. Existe uma saída constante de produto, substrato e biomassa (células). Para se ter um quase regime permanente de biomassa é necessário uma baixa taxa de diluição (F<sub>v</sub>/V), ou seja, a taxa de diluição não deve exceder a taxa de produção de biomassa. Consequentemente, o processo possui uma dinâmica muito lenta. Junto com o fermento são adicionados ao substrato sais inorgânicos que possuem a finalidade de promoverem a formação de

coenzimas. Estes sais possuem uma forte influência sobre a concentração de oxigênio na fase líquida.

O modelo matemático completo do sistema é apresentado abaixo:

### Condições iniciais do Processo de Fermentação

$$m_{\text{NaCl}} = 500\text{g};$$

$$m_{\text{CaCO}_3} = 100\text{g}$$

$$m_{\text{MgCl}_2} = 100\text{g}$$

$$\text{pH} = 6 \quad \text{F}_{\text{ag}} = 18 \text{ l/h} \quad \text{F}_i = \text{F}_e = 51 \text{ l/h} \quad \text{T}_{\text{in}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{Sin}} = 60\text{g/l}$$

$$\text{T}_{\text{In,ag}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

### Equações Algébricas

A concentração molar de íons no meio é dada por:

$$c_{\text{Na}} = \frac{m_{\text{NaCl}} M_{\text{Na}}}{M_{\text{NaCl}} V} \quad c_{\text{Ca}} = \frac{m_{\text{CaCO}_3} M_{\text{Ca}}}{M_{\text{CaCO}_3} V} \quad c_{\text{Mg}} = \frac{m_{\text{MgCl}_2} M_{\text{Mg}}}{M_{\text{MgCl}_2} V} \quad c_{\text{CO}_3} = \frac{m_{\text{CaCO}_3} M_{\text{CO}_3}}{M_{\text{CaCO}_3} V}$$

$$c_{\text{Cl}} = \left[ \frac{m_{\text{NaCl}}}{M_{\text{NaCl}}} + 2 \frac{m_{\text{MgCl}_2}}{M_{\text{MgCl}_2}} \right] \frac{M_{\text{Cl}}}{V} \quad c_{\text{H}} = 10^{-\text{pH}} \quad c_{\text{OH}} = 10^{-(14-\text{pH})}$$

A concentração iônica de um íon *i* é dada pela expressão:

$$I_i = \frac{1}{2} c_i z_i^2 \quad I_{Na} = \frac{1}{2} c_{Na} (1)^2 \quad I_{Ca} = \frac{1}{2} c_{Ca} (2)^2 \quad I_{Mg} = \frac{1}{2} c_{Mg} (2)^2$$

$$I_{Cl} = \frac{1}{2} c_{Cl} (-1)^2 \quad I_{CO_3} = \frac{1}{2} c_{CO_3} (-2)^2 \quad I_H = \frac{1}{2} c_H (1)^2 \quad I_{OH} = \frac{1}{2} c_{OH} (-1)^2$$

O efeito global da concentração iônica é dado por:

$$\sum H_i I_i$$

A dependência da concentração de equilíbrio de oxigênio em água destilada com a temperatura é dada pela equação empírica:

$$c_{O_2,0}^* = 14,16 - 0,3943T_r + 0,007714T_r^2 - 0,0000646T_r^3$$

Devido ao fato dos sais estarem dissolvidos no meio, a concentração de equilíbrio de oxigênio na fase líquida é dada pela equação abaixo:

$$c_{O_2}^* = c_{O_2,0}^* 10^{-\sum H_i I_i}$$

O coeficiente de transferência de massa para o oxigênio é dependente da temperatura. Esta relação é dada por:

$$(k_l a) = (k_l a)_0 (1,024)^{T_r - 20}$$

A taxa de consumo de oxigênio é:

$$r_{O_2} = \mu_{O_2} \frac{1}{Y_{O_2}} c_X \frac{c_{O_2}}{K_{O_2} + c_{O_2}} 1000$$

A expressão da taxa máxima de crescimento específico está relacionada à temperatura e ao efeito do calor de desnaturação:

$$\mu_X = A_1 e^{-(E_{a1}/R(T_r+273))} - A_2 e^{-(E_{a2}/R(T_r+273))}$$

## Balanços de Massa e Energia

O balanço de massa total no biorreator é dado por:

$$\frac{dV}{dt} = F_i - F_e$$

Abaixo, são apresentados os balanços de massa de biomassa, produto, substrato e oxigênio dissolvido:

$$\frac{dc_X}{dt} = \mu_X c_X \frac{c_S}{K_S + c_S} e^{-K_p c_p} - \frac{F_e}{V} c_X$$

$$\frac{dc_P}{dt} = \mu_P c_X \frac{c_S}{K_{S1} + c_S} e^{-K_{p1} c_p} - \frac{F_e}{V} c_P$$

Os primeiros termos das equações acima representam a quantidade de biomassa e produto, respectivamente, resultante da fermentação. Os últimos termos descrevem a quantidade de fermento e etanol que saem do biorreator.

$$\frac{dc_S}{dt} = -\frac{1}{R_{SX}} \mu_X c_X \frac{c_S}{K_S + c_S} e^{-K_p c_p} - \frac{1}{R_{SP}} \mu_P c_X \frac{c_S}{K_{S1} + c_S} e^{-K_{p1} c_p} + \frac{F_i}{V} c_{S,in} - \frac{F_e}{V} c_S$$

Na equação acima o primeiro e segundo termos representam a quantidade de substrato consumido para a produção de biomassa e etanol, respectivamente. O terceiro termo representa a quantidade de glicose que entra no biorreator e quarto termo representa a quantidade de glicose que sai do biorreator.

A concentração de oxigênio dissolvido no meio reacional é resultante da quantidade de oxigênio dissolvido por meio de transferência de massa (primeiro termo da equação abaixo) menos a quantidade de oxigênio consumido no biorreator menos a quantidade de oxigênio que sai do sistema.

$$\frac{dc_{O_2}}{dt} = (k_l a)(c_{O_2}^* - c_{O_2}) - r_{O_2} - \frac{F_e}{V} c_{O_2}$$

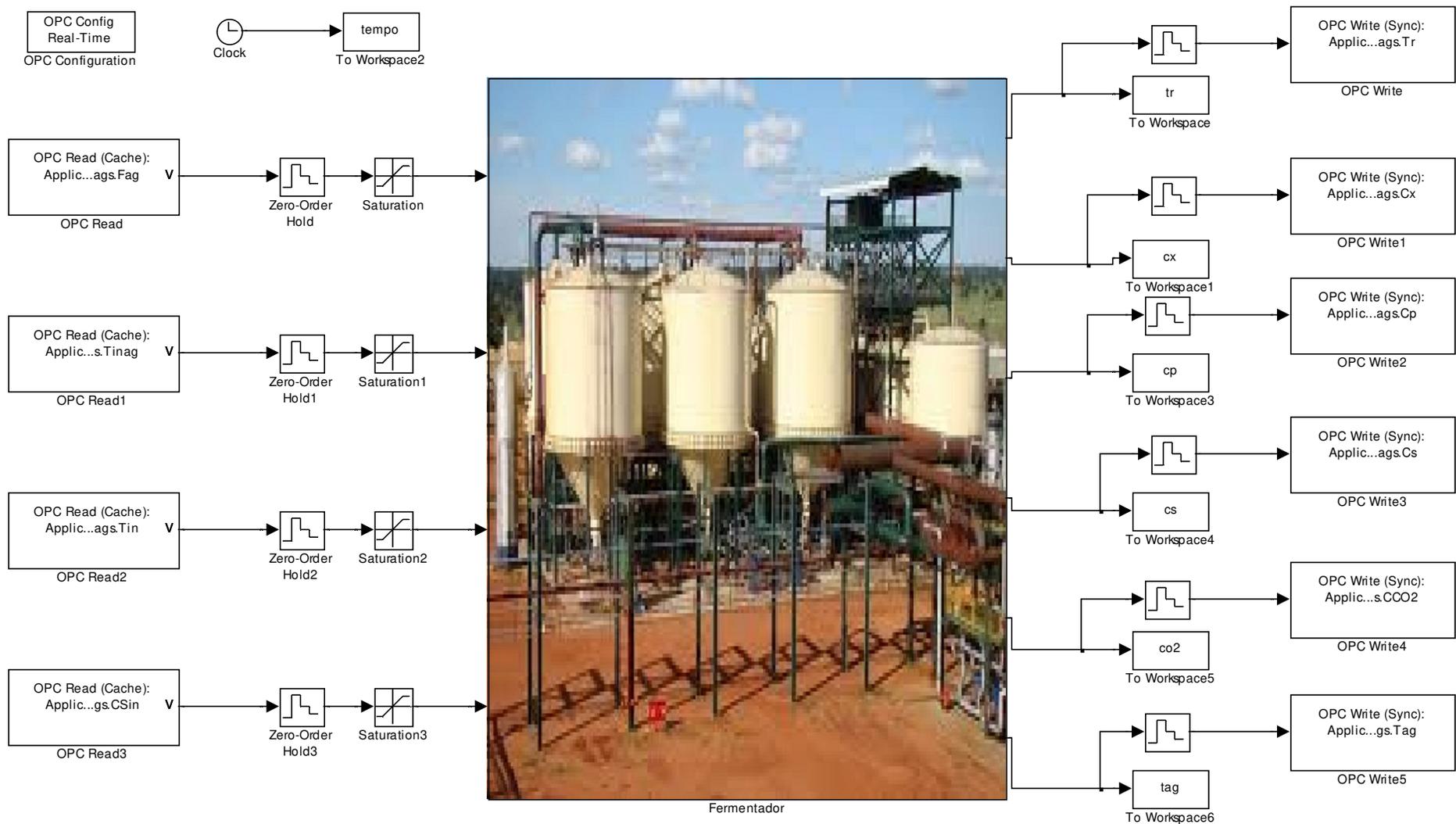
Os balanços de energia para o biorreator e a camisa de resfriamento são dados pelas expressões abaixo:

$$\frac{dT_r}{dt} = \frac{F_i}{V} (T_{in} + 273) - \frac{F_e}{V} (T_r + 273) + \frac{r_{O_2} \Delta H_r}{32 \rho_r C_{p,r}} - \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V \rho_r C_{p,r}}$$

$$\frac{dT_{ag}}{dt} = \frac{F_{ag}}{V_j} (T_{in,ag} - T_{ag}) + \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V_j \rho_{ag} C_{p,ag}}$$

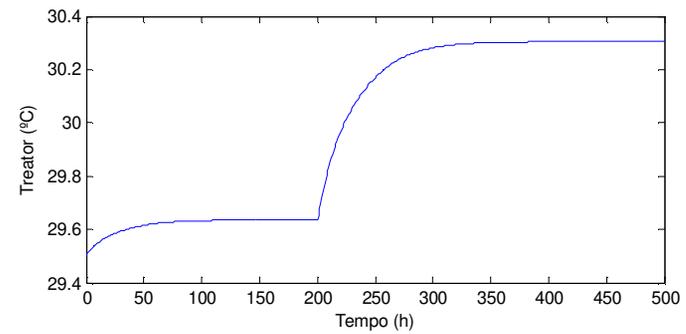
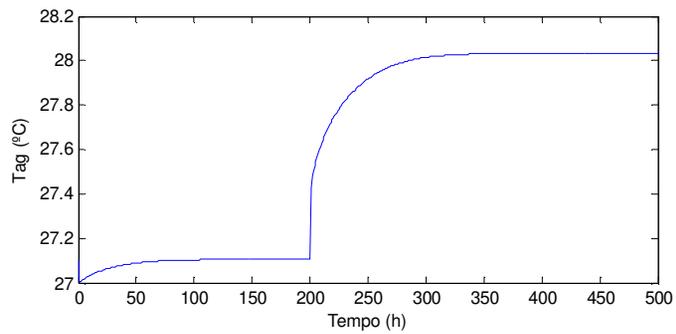
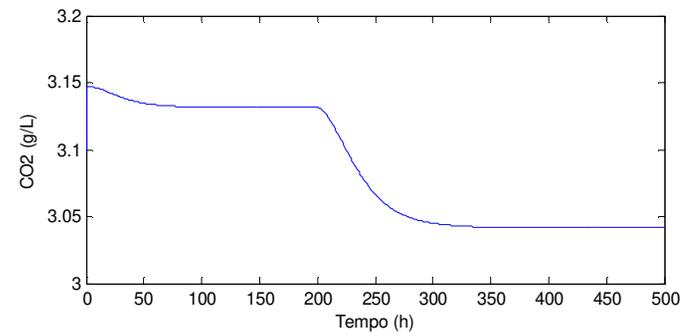
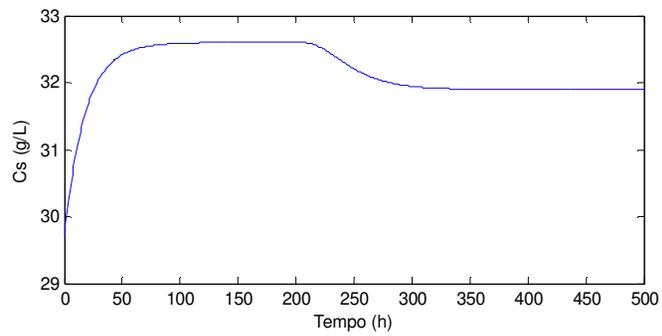
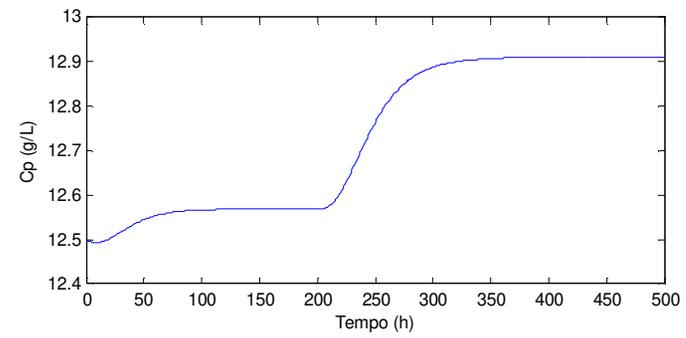
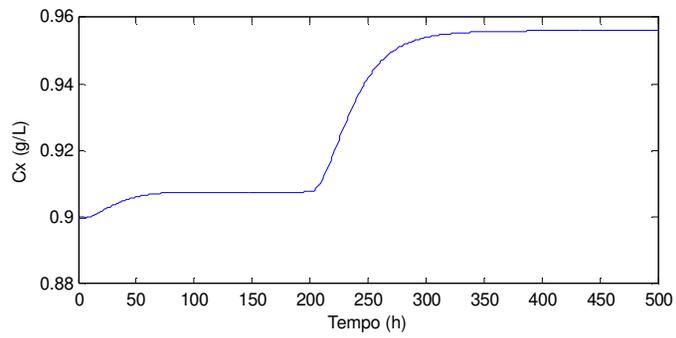
As perturbações consideradas são a temperatura do fluxo de entrada do biorreator e a concentração do substrato na entrada do sistema.

Os modelos foram desenvolvidos no simulink como apresentados nas Figuras 4.5 a 4.7 abaixo apresentados.



**Figura 4.5 – Simulador desenvolvido no Laboratório de Controle e Automação de Processos da Faculdade de Engenharia Química da Unicamp para o processo de fermentação alcoólica.**





**Figura 4.7 – Gráficos gerados pelo Simulador do Processo de Fermentação.**

### **4.3 - ANÁLISE DA PROPOSTA DE AUTOMAÇÃO**

Realizando uma rápida análise nos diagramas do processo proposto deve-se levar em conta que as condições de processo se referem às médias de um sistema normal para a produção de açúcar cristal de consumo direto, sendo assim diferente dos sistemas apresentados em livros americanos, concernentes à produção de açúcar bruto (demerara) sem sulfitação do caldo.

Não é levado em conta variações, como o arremate da caleação do caldo no “flasheamento”, a um pH de 6,9 no máximo. Deve considerar que a temperatura máxima de 120 °C é da saída do pré-evaporador e, sendo a da evaporação propriamente dita, em torno de 55 °C.

Conforme visto, o pré-evaporador constitui o primeiro efeito de todo o sistema da evaporação em múltiplo-efeito. A partir do caldo da decantação, gera o intitulado “vapor vegetal” que, além de aquecer o restante da evaporação formando o xarope, através de uma sangria (“by-pass”) servirá também a seção de cozimento de açúcar, a de destilação de álcool, etc. Condensando fornecerá então a água para alimentação das caldeiras, fechando o ciclo.

No caso de fabricar açúcar demerara para exportação, trabalha-se a um pH acima de 7, não havendo secagem do açúcar, nem nas turbinas. Mas de acordo conforme o caso pode-se abrir um pouco o vapor do secador, para enquadrar o produto nas exigências do comprador.

Na realidade, o pré-evaporador constitui o primeiro efeito do sistema em múltiplo efeito. Tem dimensões avantajadas e além de fornecer vapor para o segundo efeito, há uma sangria que manda vapor vegetal para diversos setores, como o aquecimento do caldo vindo, a destilação de álcool, a cristalização em movimento nos tachos chamados de “vácuos”, etc. Assim, cada vácuo tem a sua geração de vácuo, como no último efeito da evaporação. A água condensada do

vapor escape, após sofrer desaeração por aquecimento a 105 °C é enviado às caldeiras, não sendo aconselhado o emprego da água condensada para este fim, devido ao risco de contaminação com açúcar.

O sistema de geração e distribuição de energia de uma agroindústria sucroalcooleira moderna costuma ser comparado a um Ciclo de Rankine (BIODIESELBR, 2011) pela “regeneração” (aquecimento da água condensada usada na alimentação da caldeira), usando-se a terminologia empregada em métodos de simulação (PANOSSO, 2003). Este ciclo é caracterizado pela geração de vapor saturado sendo ser “reaquecido” após ser usado na turbina; mas no caso, o vapor já sai superaquecido da caldeira de alta pressão. Assim, atua mais de acordo com as condições típicas do Ciclo de Hain (ROMÁN, 2006).

## **CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES**

Tradicionalmente, o desenvolvimento da automação industrial visava especificamente a manutenção da qualidade do produto final através da redução da variabilidade dos parâmetros dos processos. Com o desenvolvimento da tecnologia digital e com o predomínio absoluto da utilização de computadores nas atividades industriais pode-se atribuir uma maior abrangência de finalidades para o sistema de controle de processos, tais como: Segurança operacional, segurança ambiental, especificações de produção, restrições operacionais, aspectos econômicos e financeiros.

Analisando o panorama atual do setor sucroalcooleiro e partindo-se de uma base comum no ramo da automação industrial, pode-se distinguir três vertentes principais de soluções tecnológicas.

Uma das vertentes encontra-se ligada ao aumento da eficiência do processo produtivo através do investimento em estratégias de controle avançado para sistemas não lineares, auto-sintonia de controladores e aplicação de controladores inteligentes. A outra vertente está ligada à gerência das informações corporativas e de produção. E, por último, e não menos importante, a formação técnica experimentalista de engenheiros químicos e pós-graduandos na implementação e operação de sistemas automatizados.

A incorporação destas vertentes em um sistema único de informação, possibilitando a aquisição de dados de processo em tempo real e seu compartilhamento entre os diversos setores da indústria foi possibilitado pelo desenvolvimento de computadores velozes e menor custo, pela disponibilidade de modelos rigorosos, pelos avanços nos algoritmos de programação matemática,

pela implementação de sistemas digitais de controle distribuído (SDCD) e sistemas em rede (“buses”).

A grande disponibilidade de informações provenientes do processo, conseqüentemente promoveu o desenvolvimento dos sistemas de supervisão e aquisição de dados, na tentativa de se garantir a confiabilidade dos dados obtidos.

A disponibilização do acesso aos protótipos, via internet, facilitará o treinamento remoto em controle de processo industrial por parte de operadores e engenheiros, dando maior visibilidade à pesquisa científica e a formação de recursos humanos.

De uma forma geral, a disponibilidade de informações a respeito dos sistemas e a facilidade de implementações de diversos tipos de controles nas unidades abrirão diversas possibilidades de desenvolvimento de trabalhos científicos e técnicos.

Um sensível aumento na confiabilidade dos dados obtidos será avaliado por se tratar de uma comunicação digital. Outro ponto importante refere-se à manutenção dos sistemas, uma vez que a maior disponibilidade de informações destes possibilita a detecção de falhas dos equipamentos, facilitando o diagnóstico e agilizando os reparos necessários.

Especificamente, para a o processo de produção de açúcar e etanol, são esperados os seguintes resultados:

- Redução da produção de efluentes;
- A otimização das condições de obtenção de etanol, com maximização de rendimento e/ou produtividade;

## CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

*“Uma tese normal de doutorado não passa de uma transferência de ossos, de um cemitério para outro”*

**J. F. Dobie**

(O Poder de Mau Humor- Ruy Castro).

ABB Instrumentation. Transmissores de pH/Redox: instruções de operação. Osasco, Asea Brown Boveri Ltda., 1999, p. 13-19.

AFFONSO, José Aparecido. Relação entre as exigências técnicas e a necessidade de automação entre caldeiras de alta pressão e caldeiras “convencionais”. Ribeirão Preto, OmegaTech, 2005, 12 p.

ALCARDE, André Ricardo; WALDER, Júlio Marcos Melges; HORII, Jorge. Fermentation of irradiated sugarcane must. **Scientia Agricola**, Piracicaba, v. 60, n. 4, out./dez. 2003. Disponível em: <mhtml:file://E:\Scientia Agricola – Fermentação de mosto de cana-de-açúcar irradiado...> Acesso em 21/09/2010.

ALCON BIOTECHNOLOGY LTD. Continuous fermentation process. Portsmouth, 1981, 6p.

**Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 29, n.1, p. 8, set.-out. 2010.

ALMEIDA, Jayme Lacerda de. Processo de recuperação de levedura ou processo Melle-Boinot. In: Curso de Fermentação Alcoólica. Piracicaba, IZ/USP, 1960, v. 2, p. 254-262.

ALMEIDA, Jayme Rocha de. **Álcool e Destilaria**. Piracicaba, Ed. Nathanael dos Santos, 1946, p. 36.

ALMEIDA, Jayme Rocha de. Fermentação de caldo de cana. In: Curso de Fermentação Alcoólica. Piracicaba, IZ/USP, 1960, v. 2, p. 327.

ALVES, E. O. Medição Contínua de Densidade e Concentração em Processos Industriais. SMAR. **Mecatrônica Atual**, São Paulo, p. 6-11, jan./fev. 2010.

ALVES, E. R.; BORGES, E. P. e; BARROS, V. A. F. de; ZAGATTO, E. A. G. Determinação de açúcares redutores totais empregando sistemas de análises por injeção em fluxo: aplicação a amostras de relevância sucro-alcooleira. Centro de Energia Nuclear na Agricultura/USP, Piracicaba. **Revista Analytica**, São Paulo, n.19, p. 74-77, out./nov. 2005.

AMORIM, Henrique Vianna de; CAMPOS, Humberto. Qualidade do melaço e rendimento alcoólico. In: Simpósio de Tecnologia do Açúcar e do Álcool, 3., 1980, Águas de São Pedro: **Anais**. STAB-SUL, Piracicaba, p. 279.

AMORIM, Henrique Vianna de; LEÃO, Regina Machado. **Fermentação Alcoólica**: ciência e tecnologia. Piracicaba, Fermentec, 2005, p. 230 - 293.

ANDRIETTA, Maria da Graça Stupiello. Resultados do uso de leveduras selecionadas pelas condições operacionais de cada unidade, na partida da fermentação alcoólica. In: Atualização Tecnológica na Indústria Sucroalcooleira. Piracicaba, CPQBA & STAB, 1997, 7 p.

ANDRIETTA, Silvio Roberto. Conceitos de processos de fermentação alcoólica contínua. In : Atualização Tecnológica na Indústria Sucroalcooleira. Piracicaba, CPQBA & STAB, 1997, p 1-4.

ANDRIETTA, Silvio Roberto. Otimização de processo de fermentação alcoólica em múltiplos estágios. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 10, 2, p. 35-37, nov./dez. 1991.

ANDRIETTA, Silvio Roberto. Tecnologia elimina uma das fases da produção de etanol. **Jornal da Unicamp**, Campinas, n. 361, p. 4, 11-17 jun. 2007. Entrevista concedida a Manoel Alves F°.

ARAUJO JR., C. P.; VIEIRA, E. D. Detonantes e anti-detonantes. In: Congresso Sul-Americano de Química, 3, 1937. **Atas e Trabalhos**, Rio de Janeiro, Ministério da Agricultura, 1942, p. 103-110.

ARAÚJO, José Arimathea de. Agentes da Fermentação Alcoólica. Programa Nacional de Melhoramento da Cana-de-Açúcar. Rio de Janeiro: MIC – IAA – DAP, 1980, 17 p.

ARAÚJO, José Arimathea de. Rendimento de fermentação alcoólica. Projeto Nacional de Treinamento Gerencial para Destilaria de Álcool. Rio de Janeiro, IAA/Planalsucar, 1980. 22 p.

ATALA, D. I. P. **Fermentação alcoólica com alta densidade celular**: modelagem cinética, covalidação de parâmetros e otimização do processo. Campinas: UNICAMP, 2000, 153p, Dissertação – Engenharia de Alimentos.

ATALA, Daniel Ibrahim Pires. **A fermentação extrativa e sua contribuição para a sustentabilidade do setor**. Campinas, 2009. Disponível em: <<http://www.ethanolsummit.com.br>>. Acesso em: 30 mar. 2010.

Aula staa/.../processoconducaoshow.pdf>. Acesso em: 30/3/2010.

BACCARIN, José Giacomo. **A desregulamentação e o desempenho do complexo sucroalcooleiro no Brasil**. São Carlos; UFSC, 2005. 291p. Tese – Engenharia de Produção, p 208.

BARUQUE Fº, Edmond Aziz. **Amido de coco de babaçu, uma fonte alternativa para a produção de etanol**. Rio de Janeiro: COPPE, 2000. 132 p. Tese – Engenharia Química, UFRJ.

BC International. From bagasse to ethanol in Louisiana. **SUGAR y AZUCAR**. November 1998, p. 26-28.

BETHIOL, A. E.; TROMBINI, A. M.; FERREIRA, L. J. Fermentação contínua pelo processo Hoechst/UHDE. In: Semana de Fermentação Alcoólica, 4, Piracicaba, **Anais**. ESALQ & STAB, 1985, p. 107-113.

BIEGACKI, S. e VanGOMPEL, D. The application of DeviceNet in process control. ISA Transactions., v.35, p.169-176, 1996.

BIODIESELBR. **Co-Geração de Energia – Processamento de álcool**. Disponível em: < <http://www.biodiesel.com/energia/alcool/cogeracao-energia-etanol,htm> > Acesso em 11 jul. 2011.

BOBBIO, Paulo A.; BOBBIO, Florinda O. **Química de processamento de alimentos**. São Paulo, Livraria Varela, 1992, p. 52-83.

BORGES, Rafael. Aplicação de enzimas na conversão de polissacarídeos complexos em açúcares fermentescíveis. In: Seminário de tecnologia de enzimas para a indústria sucroalcooleira. 1., 2010, Ribeirão Preto. **Prozyn –Palestras Seminário Sucroalcooleiro**, 07B, 14 slides. Disponível em <<http://WWW.prozyn.com.br/downloads/PalestraSeminarioSucroalcooleiro.zip>>. Acesso em: 27 ago. 2010.

BORZANI, Walter. Fermentação alcoólica contínua. In: Curso de Fermentação Alcoólica. Piracicaba, IZ/USP, 1960, v. 2, p. 263-276.

**Brasil Açucareiro**, Rio de Janeiro, v. LXI, ns. 1-2, p.19, jan.-fev., 1963.

BROD, E. P. R.; PIEROSSI, M. de A.; PERTICARRARI, F. G. Alternativas de aumento da densidade de carga de cana através da redução do comprimento do tolete. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 27, n. 5, p. 25-26, mai./jun. 2009.

BROWNE, C. A.; ZERBAN, F. W. **Physical and chemical methods of sugar analysis**. New York: John Wiley & Sons, 3<sup>rd</sup> edition, 1941. p. 873, 957-959.

BUENO NETO, C. L. Estabilidade e desempenho de um reator contínuo de leveduras floculantes. In: Semana de Fermentação Alcoólica, 4, Piracicaba. **Anais. ESALQ & STAB**, 1985, p. 26-28.

CARVALHO NETO, Carlos Coelho et al. Produção de etanol a partir de cana-de-açúcar em escala industrial, através de processo contínuo empregando levedura floculante. In: Congresso Brasileiro de Energia, 5., Rio de Janeiro. **Anais – Proceedings**. COPPE/UFRJ, 1996, v. 2/3, p. 774-783.

CASTRO FILHO, Nestor Pinheiro de. Automação da fermentação alcoólica em batelada. **ALCOOLbrás**, São Paulo, ano XI, nº 123, p. 52-65, jul./ago. 2009.

CHEN, James C. P.; CHOU, Chung Chi. **Cane Sugar Handbook**: a manual for cane sugar manufacturers and their chemists. New York: John Wiley & Sons, 12<sup>th</sup> Edition, 1993. p. 421-435, 746-748.

CUNHA, A.F., MISSAWA, S.K., GOMES, H.L., REIS, S.F., PEREIRA, G.A.G. Control of *Saccharonices Cerevisiae* flocculation by sugar for industrial ethanol production. Campinas, LGE/IB/UNICAMP, 2006.

DIAS, Marina O. de Souza. **Simulação de processo de produção de etanol a partir de açúcar e do bagaço, visando integração do processo e maximização de energia excedente do bagaço**. Campinas, 2008. Dissertação de Mestrado. FEQ/UNICAMP. 253 p.

EBELING, Carlos. Circuitos de águas em destilarias autônomas. **SACCHARUM – STAB**, Piracicaba, ano V, n. 23, p. 7-19, 1982.

FARIA, Maria F. G. Furtado. **O desenvolvimento e difusão de uma nova tecnologia de produção de álcool**: A fermentação contínua com levedura floculante. Rio de Janeiro: COPPE, 1999. 98 p. Dissertação – Engenharia de Processo, UFRJ.

FIGUERUT, J. Problemas na operação e dimensionamento da fermentação contínua. In: Semana de Fermentação Alcoólica, 4. Piracicaba. **Anais**. ESALQ & STB, 1985, p. 97-100.

FIGUERUT, Jaime et al. Fermentação contínua em múltiplos estágios. **STAB** – Açúcar, Álcool e Subprodutos, Piracicaba, v. 10, n. 3, p. 41-42, jan./fev. 1992

FUERTES, J. M.; HERRERA, J.; ARBOLEDA, J. P.; HEIT, F.; CASAS, C. e COMPANY, J. Communication system for a distributed intelligent controller. *Microprocessors and Microsystems.*, v.23, p.89-93, 1999.

FURLETTI, Maria E. Mônaco. Matérias primas da fermentação etanólica. In: Seminário – Microbiologia da Fermentação Etanólica, 1987. IB/UNESP. Rio Claro: Buckman, p. 5-17.

GADOMASKI, R. T. Corn refining technology crosses over to sugar. **SUGAR y AZUCAR**. October, 1990, p. 17-24.

HAEHN, Hugo. **Bioquímica de las Fermentaciones**. Versión española de I. B. Izquierdo y D. M. Duro. Madrid: Aguilar Ed., 1956, p. 279-280.

HUGOT, E. **Handbook of Sugar Engineering**. Translated by G. H. Jenkins. Amsterdam: Elsevier Publishing Company, 1960.

IGREJAS, Getúlio Paulo Peixoto. **Identificação difusa e controlo preditivo do processo de fermentação**. Braga: Universidade do Minho, 2008, 199 p. Dissertação de Mestrado em Eletrônica Industrial. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1822/9024>>. Acesso em: 10/11/2008.

LIMA, Urgel de Almeida. Sistemas de fermentação alcoólica. In: Curso de Fermentação Alcoólica. Piracicaba, IZ/USP, 1960, v. 2, p. 242-253.

LOPES, M. L. Combatendo a espuma. In: AMORIM, H. V. de; LEÃO, R. M. **Fermentação alcoólica: ciência e tecnologia**. Piracicaba: Fermentec, 2005, p. 363-365.

MAIA, Amazile Biagoni R. Abreu; STREHAIANO, Pierre; GOMA, Gerard. Tecnologias alternativas para fermentação alcoólica em *Saccharomyces cerevisiae*. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 7, 1986. Rio de Janeiro, nº CT-21, p. 6.

MARÇAL, K. de S. **Automação de baixo custo para biofermentadores**. Recife: UFPE, 2009, p. 23. Centro de Informática.

MARTELLI, Hebe Labarthe. O potencial de Oxi-redução e as indústrias de fermentação. **QUÍMICA**, DA/ENQ/UB, Rio de Janeiro, v. 2, n. 1-2, p. 33-41, fev./abr. 1946.

MARTELLI, Hebe Labarthe. Tecnologia das Indústrias de Fermentação. In: **Enciclopédia Técnica Universal**. Porto Alegre: Ed. Globo, 1958, cap. VIII, v. 2, p. 445-535.

MAUGERI F<sup>o</sup>, Francisco; ATALA, Daniel I. P. Sistema triplica produtividade no processo de destilação do etanol. **Jornal da Unicamp**, Campinas, n. 293, p. 8, 25 jun.-10 jun. 2005. Entrevista concedida a Luis Sugimoto.

MC DONALD, Emma J. Physical and Chemical Properties of the Reducing Sugars. In: HONIG, Pieter. **Principles of Sugar Technology**. Amsterdam: Elsevier, 1953, p. 102-104.

MOORE, J. P. e WONG, C. B. Smart components-based servo pneumatic actuation systems. *Microprocessors and Microsystems.*, v.24, p.113-119, 2000.

Nagy, Z.K. Model based control of a yeast fermentation bioreactor using optimally designed artificial neural networks. *Chemical Engineering Journal*. 12 (2007) 95-109.

NATALE NETO, J. **A Saga do Alcool**. São Paulo: Novo Século, 2005, 843 p.

NOLASCO JR., Jonas. Barreira térmica reduz uso de antibióticos e volume de vinhaça na produção de etanol. **Jornal da Unicamp**, Campinas, ano XXV, n. 478, p. 6-7, 18/24 out. 2010. Entrevista concedida a Jeverson Barbieri.

NUNES, Manoel Antonino et al. Fermentação contínua sem centrífuga com floculação natural: Método Nordeste de fermentação alcoólica. **Álcool & Açúcar**, São Paulo, n. 59, jul.-set. 1991, p. 26-27.

OLIVA NETO, Pedro de. Floculação da Levedura na Fermentação Etanólica. In: II Curso de monitoramento teórico e prático de fermentação etanólica, 2008. UNESP, Rio Claro.

OLIVEIRA, Danilo Tostes et al. Alternativas de processo no tratamento do caldo para destilaria. In: Boletim Técnico COPERSUCAR, nº 26/82, p. 25-31.

PANOSSO, G. C. **Métodos de simulação para ciclos de Rankine**. Porto Alegre: UFRS, 2003, 184 p. Dissertação – Mestrado em Engenharia.

PATERSON, M. et al. Remoção de contaminantes orgânicos através de sistema de hidrosseleção no processo de fabricação de etanol. **Brasil Açucareiro**, Rio de Janeiro, v. 106, n. 5-6, p. 20-26, mai./jun. 1988.

PENTAGRO Soluções Tecnológicas. **Programa de integração de eficiência energética: COAD**. São Carlos, 2010. Disponível em: <[http://www.youtube.com/watch?v=wjvExM\\_a2\\_A](http://www.youtube.com/watch?v=wjvExM_a2_A)> . Acesso em: 12 nov. 2010.

PÈREZ, Sílvia A. N. de. Técnica permite reuso de água de produção de etanol e açúcar. **Jornal da Unicamp**, Campinas, ano XXV, n. 475, p. 5, 20/26 set. 2010.  
Entrevista concedida a Maria Alice da Cruz.

PINTO, Luis Antonio Ribeiro. Considerações sobre novos processos fermentativos para a produção de etanol. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, jan./abr. 1990.

PROCKNOR, Celso. Processo contínuo ou em bateladas? **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 27, n. 3, p. 14-15, jan./fev. 2009.

PROCKNOR, Celso. Processo DCI ( Difusão por Célula Inundada): um difusor para o Programa Nacional do Álcool. In: Simpósio de Tecnologia do Açúcar e do Álcool, 3, 1980, Águas de São Pedro. STAB-SUL, Piracicaba, p. 170-199.

RASOVSKY, Emil Milan. **Álcool: Destilarias**. Rio de Janeiro: IAA, 1989. Coleção Canavieira nº 12, cap. XIII, p. 290-293.

RAVAGNANI, Elisa de Medeiros. Dextranase: custo e benefícios. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 28, n. 5, p. 48, mai./jun. 2010.

RIBEIRO, P. R. et al. A usina de açúcar e sua automação. In: Curso sequencial de automação para indústria sucroalcooleira, 2003. UNAERP, Ribeirão Preto. Apostila de treinamento, Módulo II, p. 91.

RODD, M. G.; DIMYATI, K. e MOTUS, L. The design and analysis of low-cost real-time fieldbus systems. Control Engineering Practice, v.6, p.83-91, 1998.

ROMÁN, Roberto L. **Ciclo de Hirn**. Termotecnia ME-43A. Santiago: 2006. Disponível em: <[http://www.cec.uchile.cl/~roroman/cap\\_08/cic-him.htm](http://www.cec.uchile.cl/~roroman/cap_08/cic-him.htm)>. Acesso em: 8 jul. 2011.

ROSALES, Zulma Y. Reyes; FURLETTI, Maria E. Mônaco. Bactérias contaminantes da fermentação alcoólica. In: Seminário – Microbiologia da Fermentação Etanólica, 1987. IB/UNESP. Rio Claro: Buckman, p. 80-91.

ROUSSELET, G. R. Adição de Caldo de Cana à Fermentação do Melaço: Processo Melle-Boinot. **Referatas e Seminários**, Piracicaba, jun. 1961, p. 82-103. Trabalho apresentado ao Instituto Zimotécnico, pela II Semana da Fermentação Alcoólica, para a obtenção do Certificado de Aproveitamento.

ROUSSELET, G. R. **Controle da Qualidade em Zimotecnologia**. Rio de Janeiro: CEFET-RJ, 1997, 100 p. Dissertação – Gestão da Tecnologia.

ROUSSELET, Georges R.; SANTOS, Dilson R. A química e a geração de energia. In: Congresso Brasileiro de Química, 42. Rio de Janeiro, **Livro de Resumos**. ABQ, 2002, p. 124.

SARTORI, José Vicente. Reportagem: Codistil lança “Biostil”. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 1, n. 1, set.-out./1982, p. 30-32.

SERRA, Gil Eduardo; ANDRIETTA, Maria da Graça Stupiello; Os novos produtos do setor. In: Atualização Tecnológica na Indústria Sucroalcooleira. Piracicaba, CPQBA & STAB, 1997, p. 11.

SERRA, Paulo G. Água nas destilarias: Tipos e tratamento. In: SEMANA DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 3, 1962, Piracicaba. **Fermentação do caldo de cana**, IZ/USP, p. 272-277.

SERRA, Paulo G. Influência da água no preparo dos mostos: Análises de Controle. In: SEMANA DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 2, 1961, Piracicaba. **Fermentação do mel final das usinas de açúcar**, IZ/USP, p. 137-152.

SERZEDELLO, Alcides. Fermentação etanólica por bactéria. In: Seminário Microbiologia da Fermentação Etanólica, 1987. IB/UNESP. Rio Claro, p. 27-40.

SILVA NETO, H. F.; MARQUES, O. M.; TASSO, J. R.; CAMILOTTI, F.; BERNARDI, J. H.; NOGUEIRA, R. A. Influência do Florescimento, Indução Floral e Diâmetro de Isoporização na Qualidade da Matéria-prima de cultivares tardias de cana-de-açúcar. **STAB - Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 29, n.4, p. 42-45, mar/abr. 2011.

SILVA, Herbert G. B. da. Fermentação alcoólica contínua em fermentadores tipo torre. In: Semana de Fermentação Alcoólica, 4, Piracicaba. **Anais**. ESALQ & STAB, 1985, p. 84-96.

SILVA, José R. da. Por que a lavagem de cana a seco? **Revista Canavieiros**, Sertãozinho, n. 30, p. 28-29, dez. 2008.

SILVEIRA, Glauber. **Etanol de milho no foco da Aprosoja**. Sertãozinho; CANAVIEIROS, 02 ago. 2010. Disponível em: [http://www.revistacanavieiros.com.br/mostra\\_noticia/asp?id=1735](http://www.revistacanavieiros.com.br/mostra_noticia/asp?id=1735). Acesso em 06 ago. 2010.

SMAR, Como implementar projetos com fieldbus foundation. Sertãozinho: 1998. V.1, 236p.

SPONCHIADO, M. **O Livro de Referência para Açúcar e Álcool**. Sertãozinho: 2008. 54p. Disponível em: <<http://www.smar.com/Brasil2/wsugar/index.asp>> Acesso em: 15 set. 2010.

STROPPIA, Cibele Tosin et al. Consumo de açúcar por bactérias contaminantes da fermentação alcoólica associado ao uso de antibióticos. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 16, n. 3, p. 35-38, 1998.

STROPPIA, T. S.; ANDRIETTA, S. R.; ANDRIETTA, M. G. S. Caracterização das Leveduras Floculantes Seleccionadas em Reator Tipo Torre em uma Unidade de Fermentação Alcoólica. Campinas, CPQBA FEA/UNICAMP, 200\_.

STUPIELLO, José Paulo. Comportamento da Dextrana. **STAB – Açúcar, Alcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 28, n. 4, p.14, mar./abr. 2010.

STUPIELLO, José Paulo. **Processos de Condução de Fermentação Alcoólica**. Jaboticabal, 2003. Disponível em: <<http://www.fcav.unesp.br/omir/>>

STUPIELLO, José Paulo. Qualidade da matéria-prima e seu impacto no processo de produção de açúcar e álcool. In: Atualização Tecnológica na Indústria Sucroalcooleira. Piracicaba, CPQBA & STAB, 1997, 12p.

SVEDA, M.; e VRBA, R. Actuator-sensor-interface interconnectivity. *Control Enginnering Practice.*, v.7, p.95-100, 1999.

TOSETTO, Giselle Manter. **Comportamento de linhagem industrial de *Saccharomyces* frente a compostos inibidores presentes no melaço de cana-de-açúcar na produção de bioetanol**. Campinas: FEQ/UNICAMP, 2008. Tese de Doutorado. 258 p.

TRIVETT, J. C. De-frothing of final molasse. **International Sugar Journal**, London, LVI, 672, p. 351.1954.

USHIMA, Ademar H.; RIBEIRO, Alice M. M. Influência do teor alcoólico do vinho na destilação. **Álcool & Açúcar**, São Paulo, n.48, p. 39-42.1987.

USINES DE MELLE & F. BOINOT. A New Process of Alcoholic Fermentation. Stockholm: De Laval, P.M. 35009, 1935. 8p.

VALSECHI, Octávio; OLIVEIRA, Enio Roque de. Esgotabilidade do melão.

VASCONCELOS, Y. **Fermentação vantajosa**. Pesquisa FAPESP, São Paulo, edição 135, mai 2007. Disponível em: <<http://revistapesquisa.fapesp.br/extras/>

VERHAPPEN, I. Foundation fieldbus economics comparison. ISA Transactions., v.39, p.281-285, 2000.

YWAMOTO, P. R.; BURON JR., R.; HIGA, M. Análise exergética e energética em sistemas geradores de vapor. CONGRESSO NACIONAL DE ESTUDANTES DE ENGENHARIA MECÂNICA, XII, **Paper** CRE05-FS10. Ilha Solteira, SP: UNESP & ABCM, 2005, 2 p.

ZANNI, F. F. Automação na Indústria de Açúcar e Álcool. In: Simpósio de Tecnologia do Açúcar e do Álcool, 3, 1980. Águas de São Pedro: **Anais**. STAB – SUL, Piracicaba, p. 214-228.

ZARPELON, F. Tratamento de caldo para fermentação. **STAB – Açúcar**,

ZARPELON, Florenal. Fermentação contínua. **STAB – Açúcar, Álcool e Subprodutos**, Piracicaba, v. 28, n. 1, p. 14-15, set.-out. 2009.

## GLOSSÁRIO

**Análise Exergética** - Balanço exergético, levando em conta o potencial entrópico do sistema.

**Açúcar Cristal** – Açúcar branco não refinado, para consumo direto. Requer tratamento por  $\text{SO}^2$  para branqueamento, evitando-se a formação de caramelo pela Reação de Maillard.

**Açúcar Refinado** – Obtido a partir de açúcar cristal ou demerara, este sofrendo prévia afinação. Requer tratamento com fosfatos ou ácido fosfórico e cal, adsorção por carvão ativo, alveamento com “blankitt” (ditionito de sódio), etc. Com produção sob forma de: cristalizado, amorfo ou líquido; não tem caráter sazonal, como o açúcar bruto (cristal ou demerara)..

**Açúcares Redutores Totais** - Soma dos teores de glucose e frutose após a inversão da sacarose, incluindo os já existentes.

**Bagacilho** – Parte mais fina do peneiramento do bagaço, empregada como auxiliar na filtração do decantado da clarificação do caldo.

**Brix** – Percentagem por peso de sólidos dissolvidos, proporcional à densidade.

**Chute Donnely** – Dispositivo de alimentação da moenda entre o rolo superior e o rolo de pressão.

**Demerara** – Açúcar bruto de exportação, tem determinadas especificações e para o tipo VHP, é exigido 98 de Pol e menos de 700 de cor ICUMSA. Na sua fabricação, normalmente não se emprega sulfitação no tratamento do caldo e na turbinação não se separa o mel rico.

**Flegma** – Produto da coluna A, corresponde à cachaça. Alimenta diretamente a coluna B, sob forma de vapor.

**Flegmaça** - Água Lutter, efluente da coluna de retificação (B).

**Lógica difusa** – Lógica “Fuzzy” utilizada na implementação de controladores nebulosos, aplicados em processos mais complexos.

**Massa cozida** – Produto da cristalização, contendo cristais de açúcar envoltos pelos méis.

**Mastique** – Aglomerante de argila, usado em moldes de fundição.

**Mel pobre** – Mel mais afastado do cristal de açúcar.

**Mel rico** – Mel mais próximo do cristal de açúcar.

**Melaço** – Mel pobre separado da massa-cozida de última cristalização, Mel final da fabricação de açúcar.

**Pol** – Percentagem de sacarose, determinada por polarimetria direta.

**Soca** – Nova produção da cana cortada, mais pobre que a anterior.

**Soqueira** – Sinônimo de soca, mais empregado em São Paulo.

**Vapor direto** – Vapor produzido pela caldeira. “Steam”.

**Vapor escape** - Vapor servido. “Exhaust steam”.

**Vapor saturado** – Vapor saturado de água. “Saturated steam”.

**Vapor superaquecido** - Vapor saturado reaquecido na caldeira.  
“Superheated steam”.

**Vapor vegetal** - Vapor gerado na evaporação (sangria). “Bled vapour”;

**Vinhaça** – Efluente da coluna de esgotamento de vinho (A).

**Vinho** - Produto da fermentação alcoólica, não destilado.

**Vinhoto** – Efluente total da destilação alcoólica.

## EPÍLOGO

*“Le Brésil a toutes les chances à devenir le plus grand producteur de sucre du monde”*

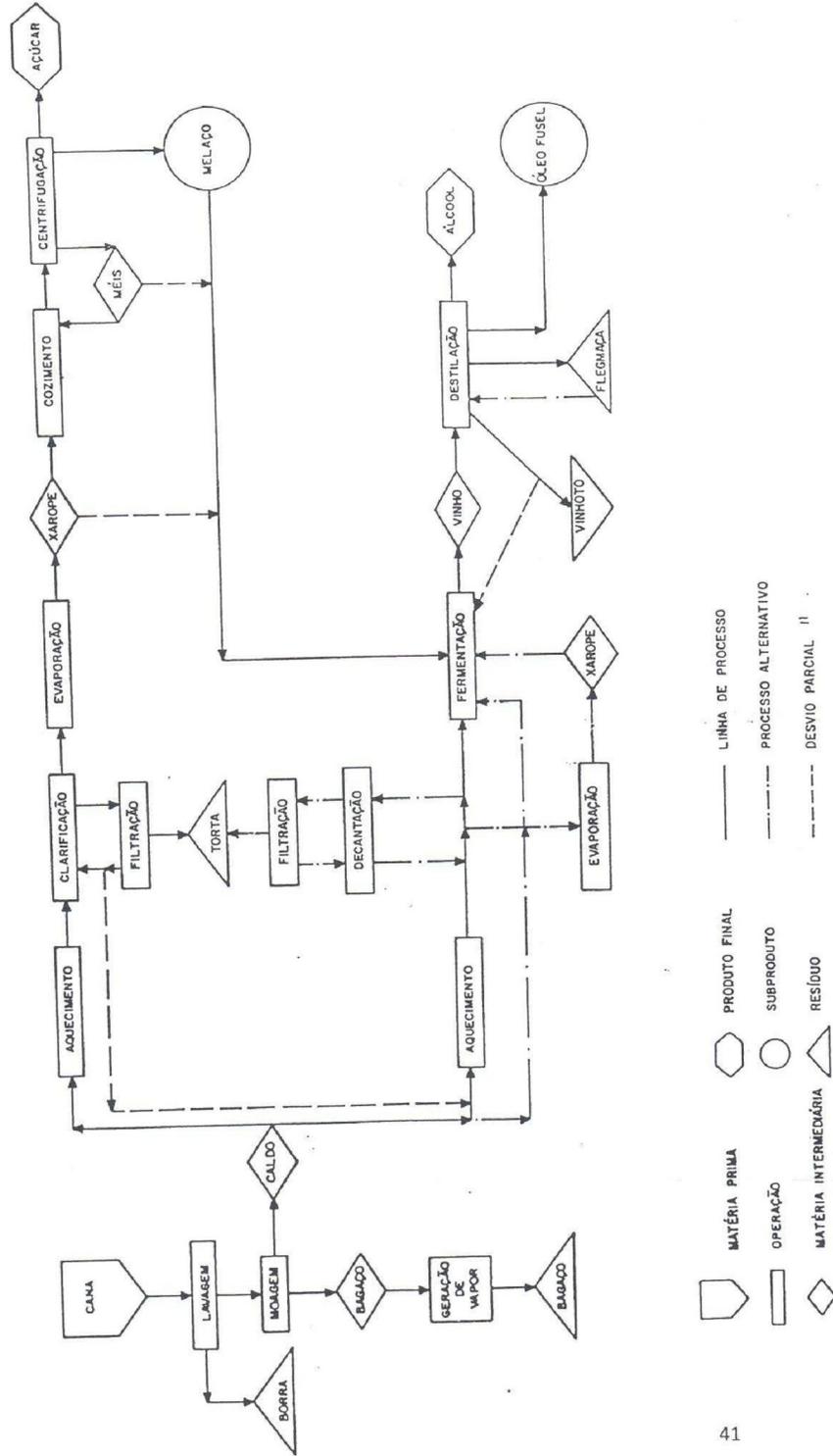
*Emile HUGOT. Piracicaba, 1971.*

A profecia do principal autor especializado em Usinas de Açúcar (HUGOT, 1960), está adaptada às circunstâncias atuais do mercado internacional, seguindo o vigente neo-liberalismo econômico. Produzindo álcool anidro e hidratado, além de açúcar não refinado para exportação, atinge-se um certo equilíbrio financeiro. As refinarias que sobraram nos países importadores, resistindo à concorrência dos adoçantes artificiais e do HFCS (high fructose corn syrop) (GADOMSKI, 1990)], mantêm a procura de açúcar demerara de variados tipos; enquanto isso, o etanol se impõe como combustível ecologicamente correto. Assim, quando o mercado internacional piora para o açúcar, melhora para o álcool e, quando melhora para o açúcar, piora para o álcool.

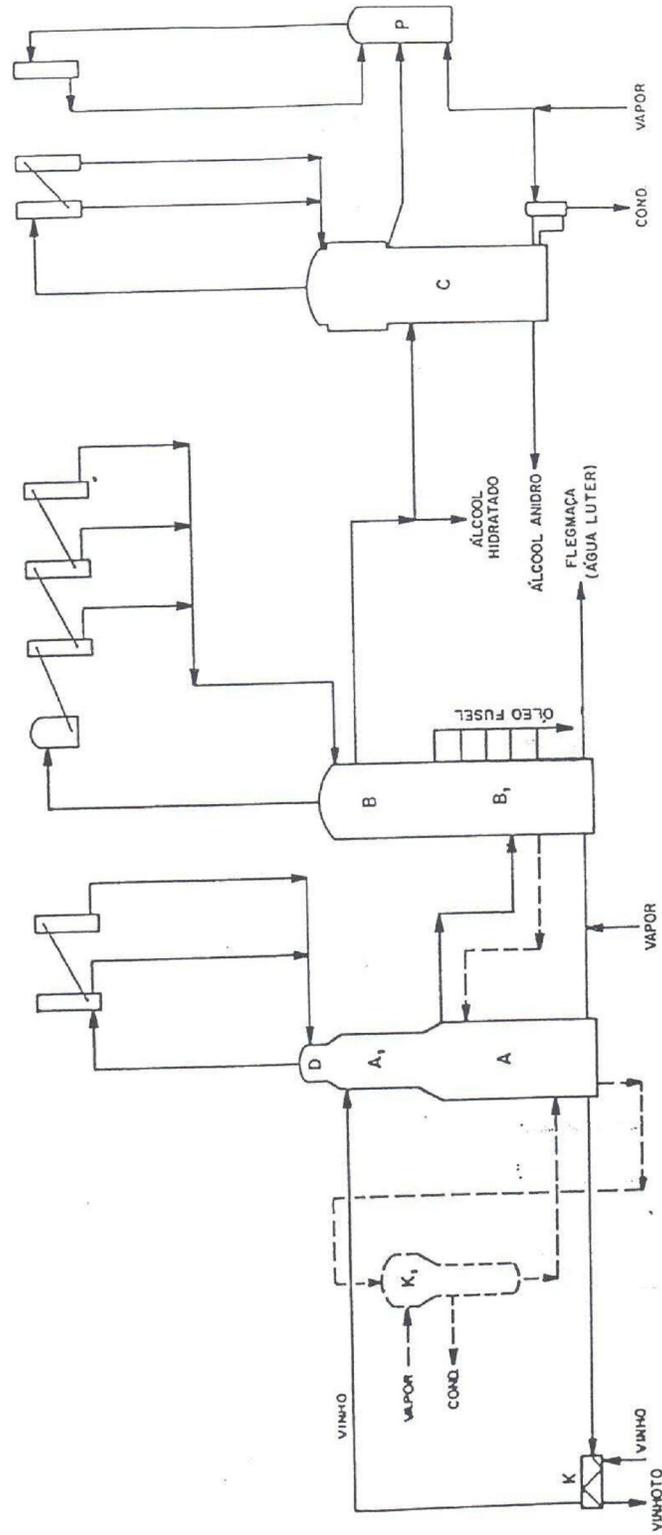
Esse panorama decorre, primeiro do colapso havido na produção de açúcar bruto em Cuba, Havaí, Índia, Peru, Angola, Moçambique, etc.; segundo devido aos conflitos no Oriente Médio.

# ANEXO

PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E DE ALCÓOL A PARTIR DA CANA  
(FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO)



ESQUEMA GERAL DE DESTILAÇÃO ALCOÓLICA



- A COLUNA DE ESGOTAMENTO DE VINHO
- A<sub>1</sub> COLUNA DE EPURAÇÃO
- B COLUNA DE RETIFICAÇÃO
- B<sub>1</sub> COLUNA DE ESGOTAMENTO DE FLEGMA
- C COLUNA DE DESIDRATAÇÃO
- D COLUNA DE CONCENTRAÇÃO DE CABEÇA
- P COLUNA DE DESBENZOLAGEM
- K TROCADOR DE CALOR
- K<sub>1</sub> AQUECEDOR DE PELÍCULA DESCENDENTE

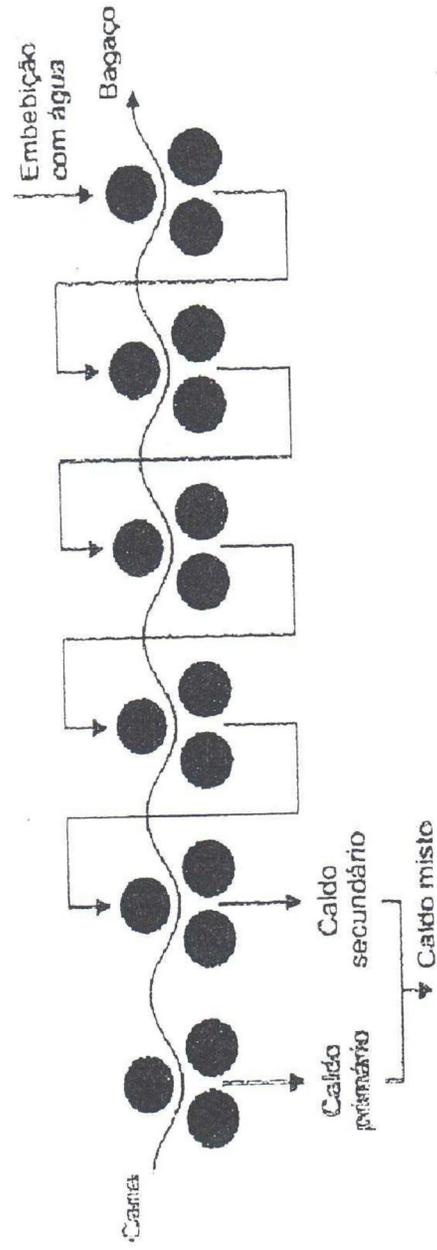
# Moagem

➤ Equação básica:

$$100 \text{ (cana)} + 30 \text{ (água)} = 100 \text{ (caldo)} + 30 \text{ (bagaço)}$$

84

“A palha entra na moenda com zero e sai com 2% de açúcar.”



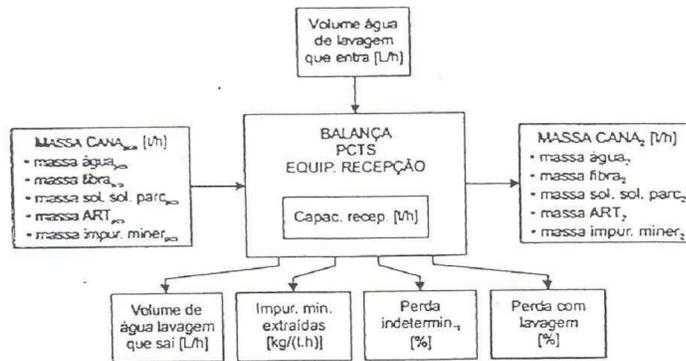


Figura 3 Balanço de ART na fase de recepção de cana.

O resultado do balanço de sacarose nesta fase é dado pela equação:

$$m_{\text{ART}} = \text{ART} \cdot m_{\text{qca}} \cdot (1 - P_v/100 - P_L/100)/1000$$

em que:

$m_{\text{ART}}$  = fluxo de massa de ART que sai da fase de recepção [t/h];

$P_v$  = perda indeterminada na recepção;

$P_L$  = perda na lavagem.

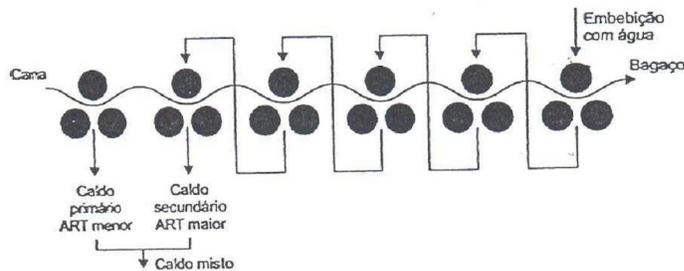
#### Extração

Na extração é importante destacar a embebição e a diferença entre os tipos de caldos extraídos pela moenda

(espargimento de água sobre a cana moída). Para isso observe a Figura 4.

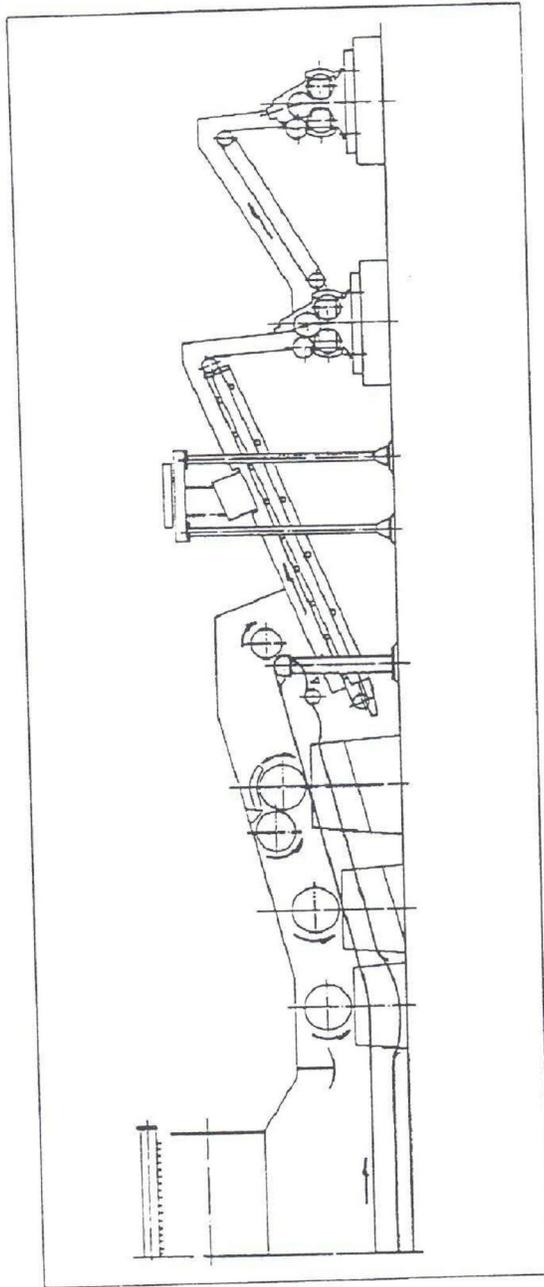
O caldo primário, como pode ser visualizado pela figura, é aquele extraído do primeiro termo isoladamente e o secundário, aquele extraído do segundo, sendo acumulado a ele o caldo dos demais termos, mais a embebição. O caldo misto, por sua vez, é a mistura dos dois.

Nesta fase ocorre a *perda na extração*, propriamente dita, que é resultante da incapacidade da moenda em extrair o total de açúcar da cana, e a *perda indeterminada*, resultante de decomposição da sacarose, atividade microbiológica e vazamentos em geral. O volume de controle esquematizado na Figura 5 mostra o equilíbrio de massa.

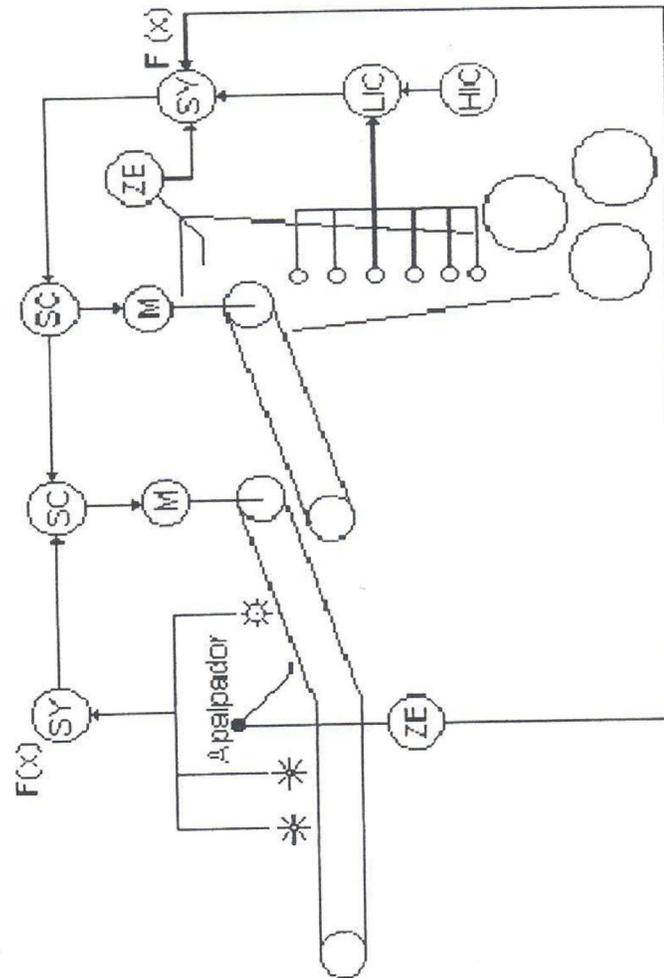


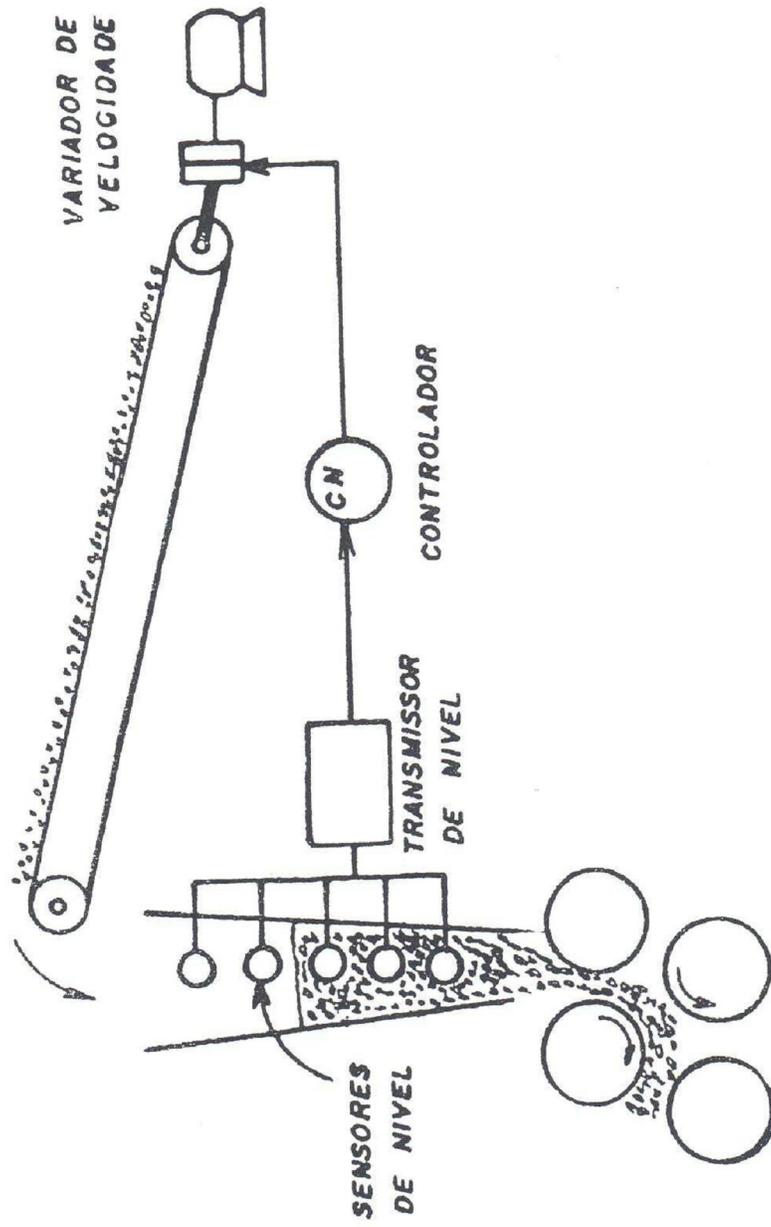
Esquema de extração de caldo de moenda de 6 termos.

# Preparo da cana



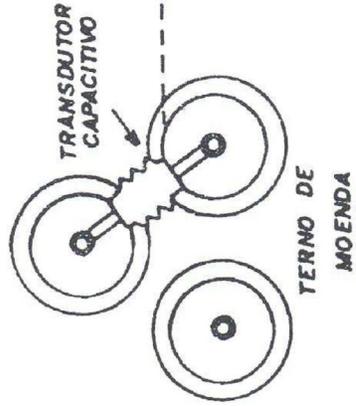
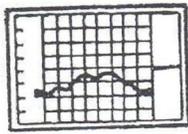
# Controle por automação





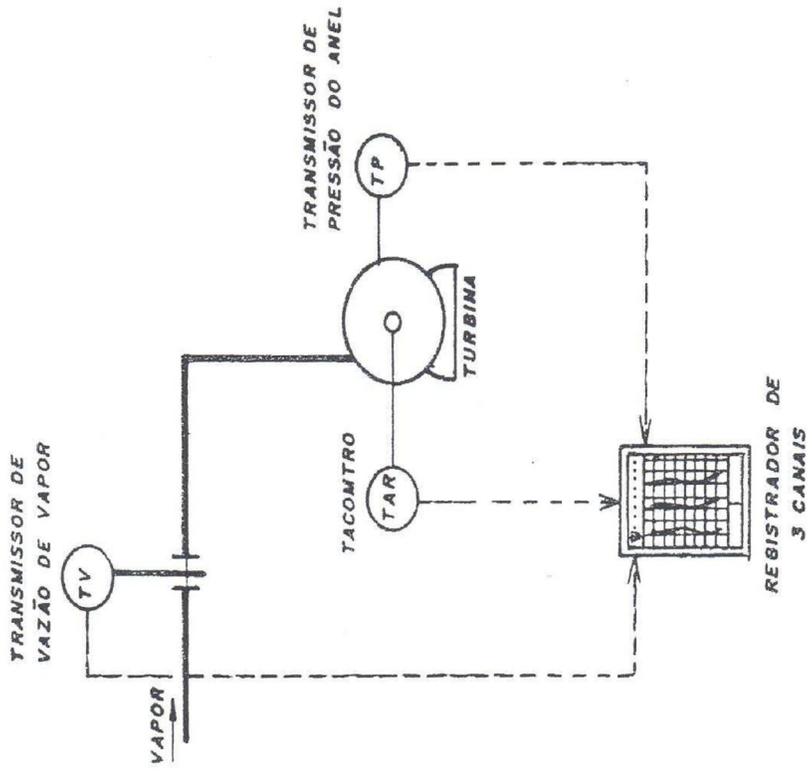
CONTROLE NA ALIMENTAÇÃO DA MOENDA

REGISTRADOR



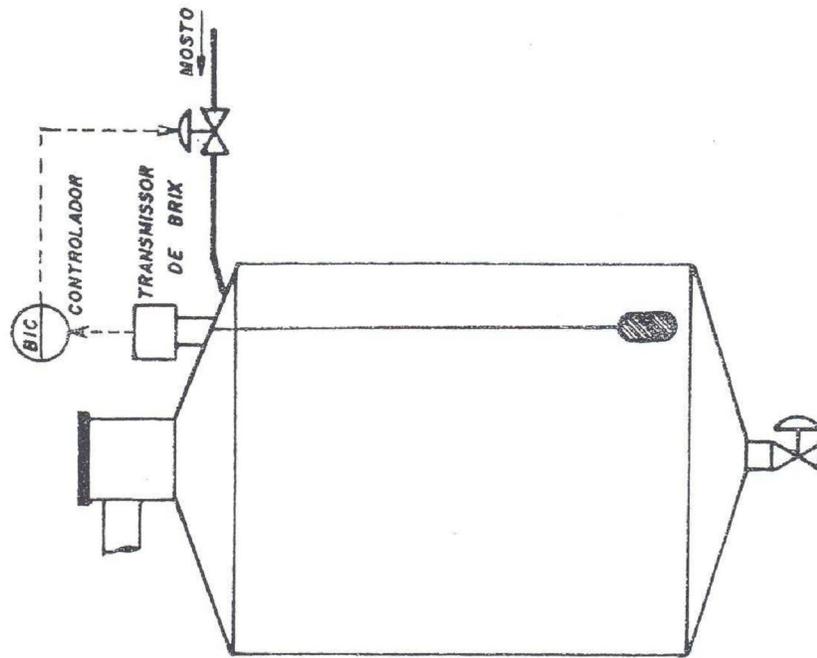
TRANSMISSOR  
DE  
DESLOCAMENTO

MEDICÃO E REGISTRO DO DESLOCAMENTO  
DO ROLO SUPERIOR

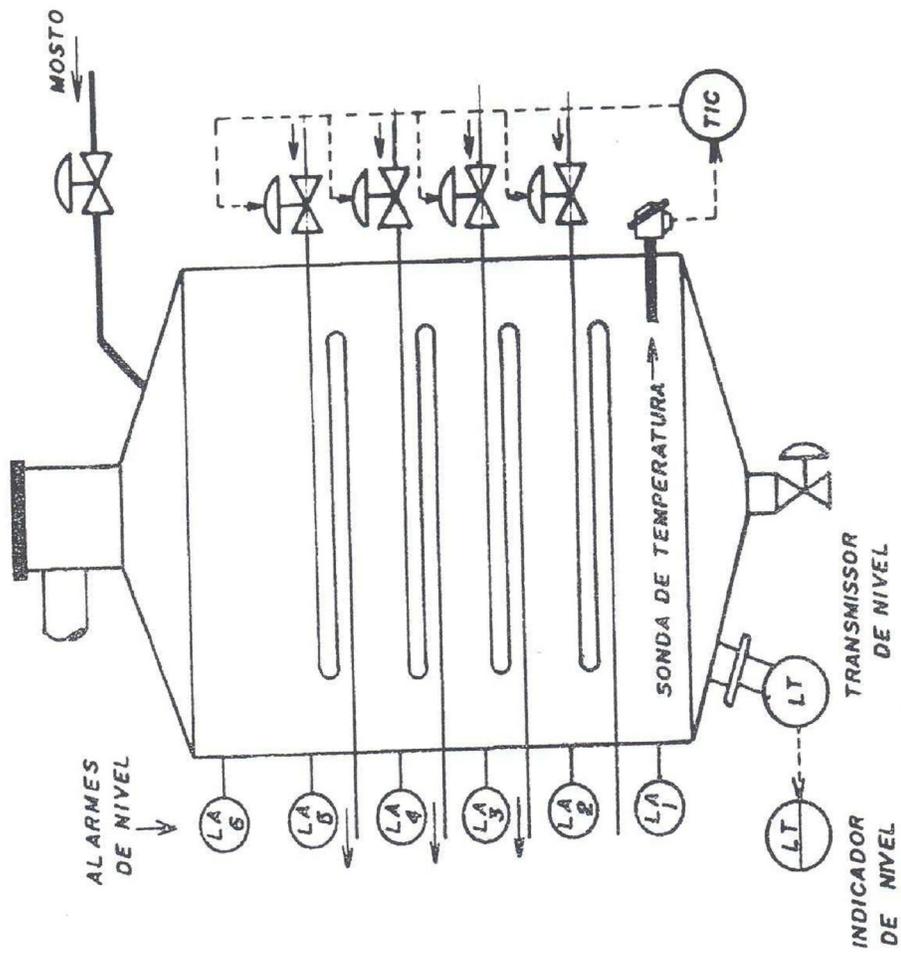


MEDIÇÃO E REGISTRO DA POTENCIA DE UMA TURBINA DA MOENDA

# Controle da Fermentação



CONTROLE DE BRUX EM DORNA DE FERMENTAÇÃO

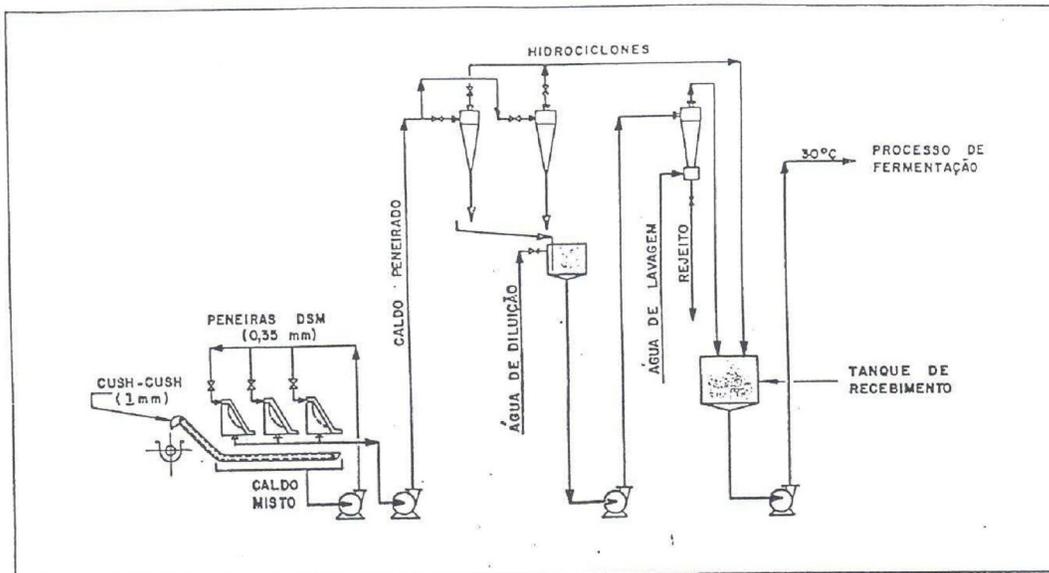


CONTROLE DE TEMPERATURA E NÍVEL  
EM DORNA DE FERMENTAÇÃO

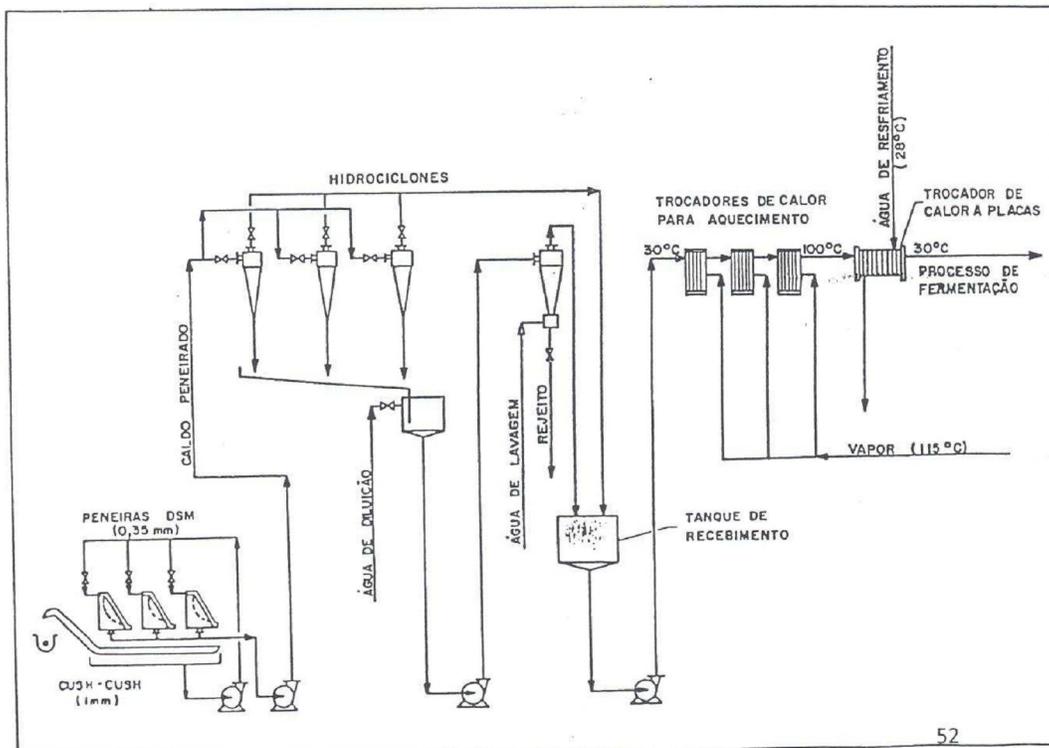


# Alternativas de processo no tratamento do caldo para destilaria

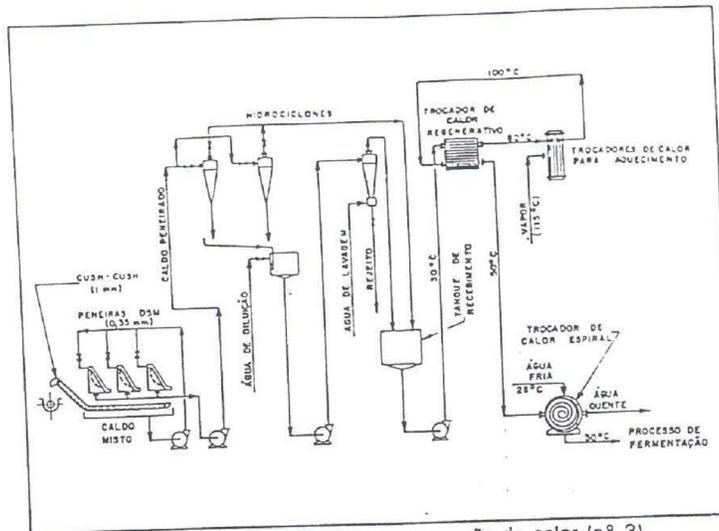
Danilo Tostes Oliveira  
 Waldemir Pizaia  
 Helgo Paul Hermann Ackermann  
 Carlos Eduardo Vaz Rossell



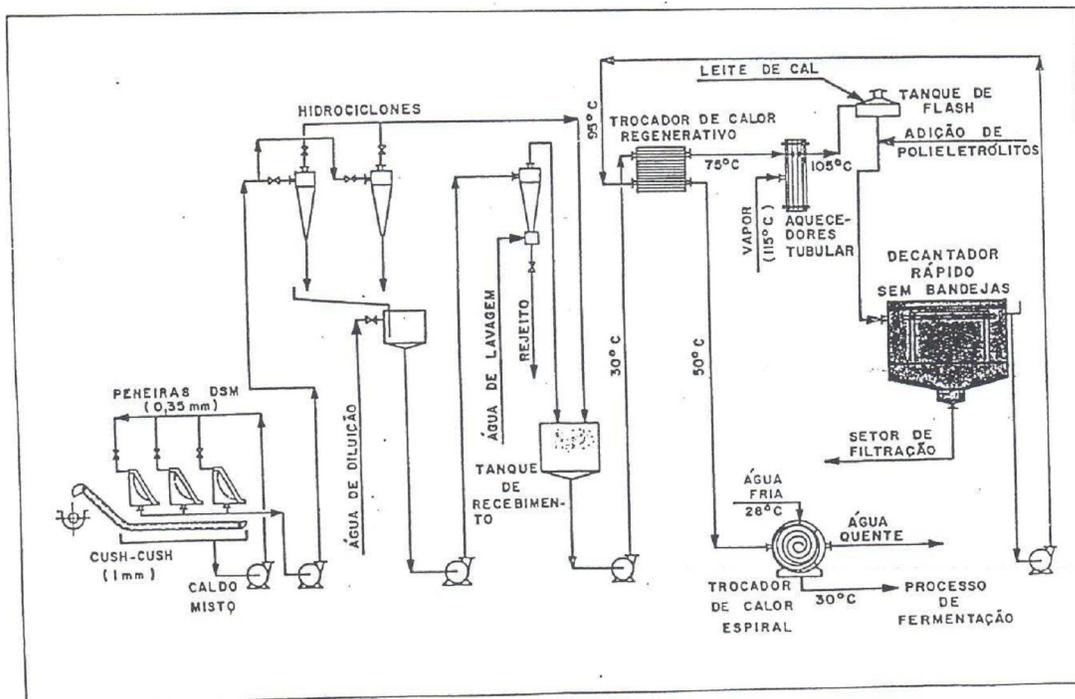
Tratamento grosseiro (nº 1).



Tratamento asséptico (nº 2).

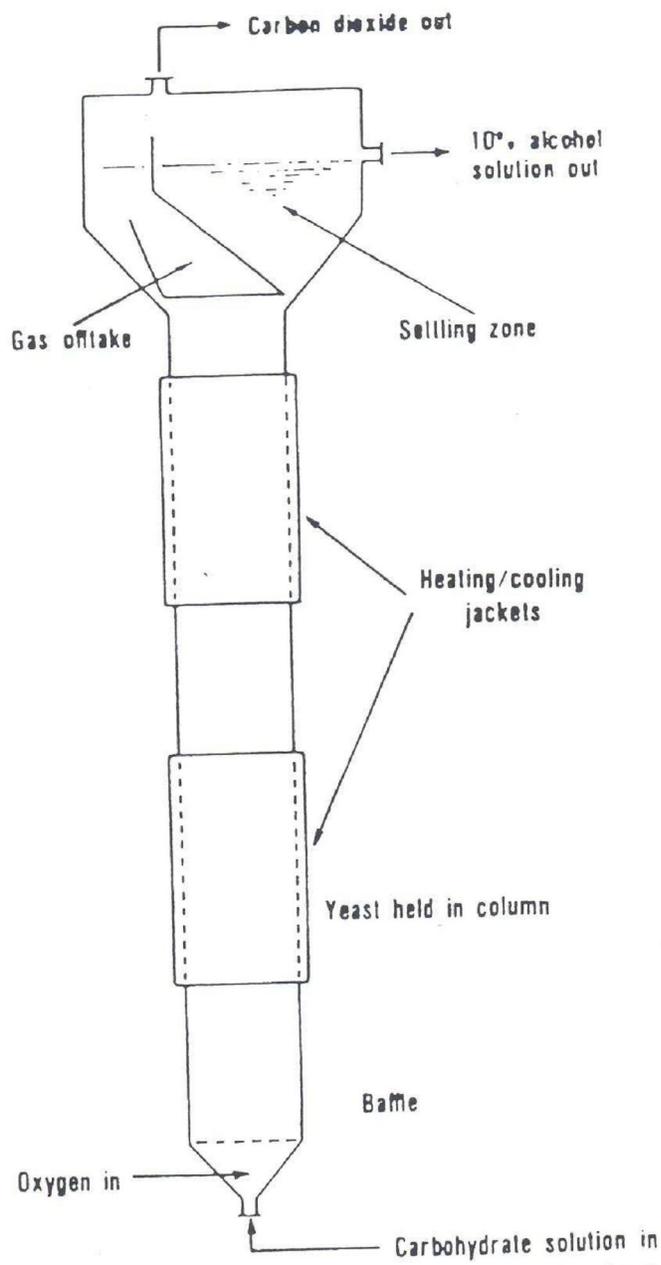


: Tratamento asséptico com recuperação de calor (n.º 3).



: Tratamento de caldo com clarificação (n.º 4).

# THE TOWER FERMENTER



Continuous ethanol fermenter. (Australia)

## Automação da área de Fermentação:

### CONTROLE DE BRUX DO MOSTO

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

### CONTROLE DE VAZÃO DO MOSTO

Esse controle consiste em medir a vazão de mosto para a fermentação, e controlar a vazão de água para o diluidor de melaço.

### CONTROLE DE NÍVEL DAS DORNAS CONTÍNUAS DE FERMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir o nível das domas contínuas, e controlar a saída do mosto para a próxima doma.

### CONTROLE DE PRESSÃO DA DORNA CONTÍNUA

Esse controle consiste em medir a pressão da primeira doma contínua, e controlar a extração do gás carbônico (CO<sub>2</sub>) da doma volante.

### CONTROLE DE TEMPERATURA DAS DORNAS DE FERMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir a temperatura do mosto na doma, e controlar a vazão de água para o resfriador.

### CONTROLE DE VAZÃO DE ÁGUA PARA A CUBA

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

### CONTROLE DE pH DO FERMENTO

Esse controle consiste em medir o pH do fermento, e controlar a vazão de ácido sulfúrico, através de uma bomba dosadora com inversor de frequência.

### CONTROLE DE VAZÃO DE FERMENTO PARA FERMENTAÇÃO

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

### MONITORAÇÃO E ALARMES DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Medição de corrente dos motores das centrífugas de vinho
- Medição de nível da doma volante
- Medição de nível da caixa de melaço
- Medição de temperatura do melaço
- Medição de temperatura do mosto
- Medição de temperatura do caldo
- Medição de temperatura do mosto antes e depois dos resfriadores
- Medição de temperatura da água de refrigeração dos resfriadores

---

### Anotações Pessoais:

---

---

---

---

---

---

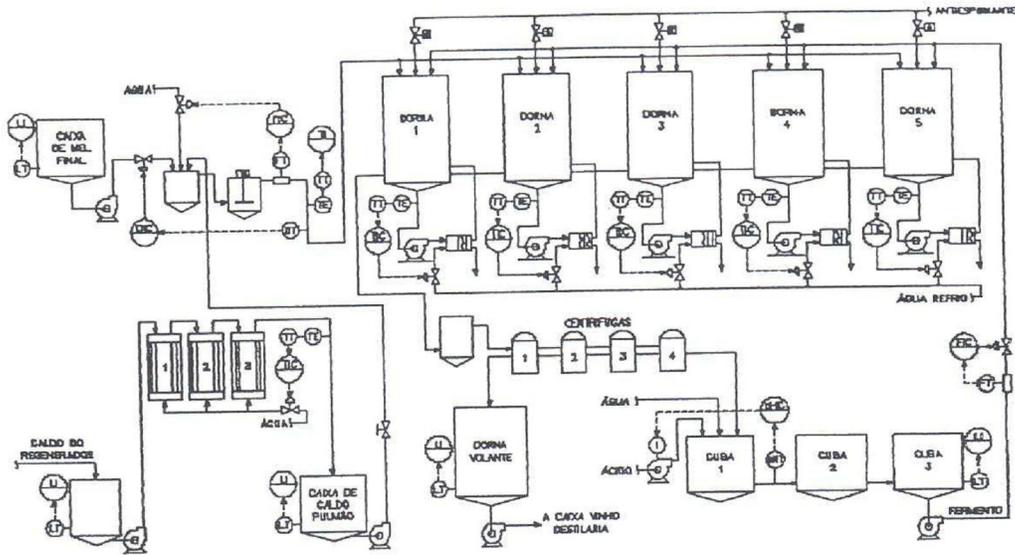
---

---

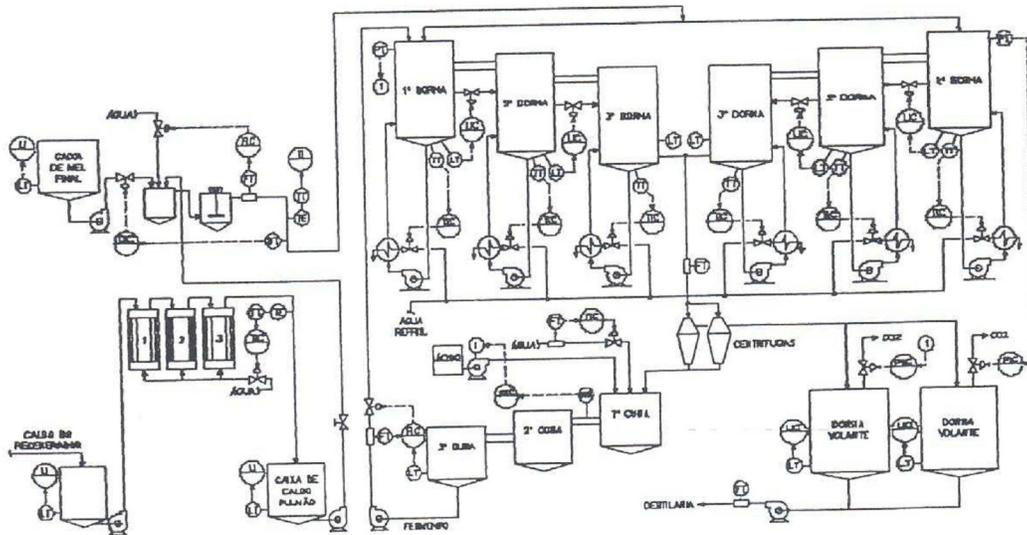
---

---

**FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA FERMENTAÇÃO BATELADA**



**FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA FERMENTAÇÃO CONTÍNUA**



## Especificações do Álcool etílico combustível anidro e hidratado.

Características	Valores		
	Unidades	Álcool Etílico Anidro Combustível	Álcool Etílico Hidratado Combustível
Potencial Hidrogeniônico	pH	-	7,0 ± 1,0
Teor Alcoólico em Peso	°INPM	Mínimo 99,3	93,2 ± 0,6
Teor Alcoólico em Volume	°GL	Mínimo 99,58	95,56 ± 0,43
Acidez Total (em Ácido Acético)	mg/l	Máximo 30	Máximo 30
Aparência	-	Límpido e isendo de material em suspensão	Límpido e isendo de material em suspensão
Condutividade Elétrica	mS/m	Máximo 500	Máximo 500
Íons *	mg/kg	-	Máximo 1
	mg/kg	-	Máximo 4
Massa Específica a 20 °C	kg/m <sup>3</sup>	Máximo 791,5	809,3 ± 1,7

Fonte: Portaria da ANP de 8 de agosto de 2002.

\* Análise externa mediante solicitação do Cliente.

## **ESTUDO DE CASO - PROCESSO ALCOMAT**

Na instituição do Pró-Álcool a projeção e a montagem de novas destilarias autônomas foi distribuída entre três fabricantes de equipamentos do ramo: Dedini, Zanini e Conger; além de uma cota extra, repartida entre três empresas de engenharia: Promon, Montreal e Natron. Para esta coube a instalação de uma unidade na Chapada dos Parecís, no cerrado mato-grossense. Tendo a denominação de Associação Alcooleira de Mato Grosso S/A e ALCOMAT como sigla, o controle financeiro foi adquirido pela diretoria da Natron Consultoria e Projetos SA.

Para o fornecimento e montagem das moendas, da caldeira e do aparelho de destilação foi contratado o grupo Dedini/Codistil. O plantio da cana, a sua pesagem, descarga, lavagem e preparo para a moagem ficou por conta da Natron, assim como a estocagem e o embarque do álcool; sendo os equipamentos adquiridos em diversas firmas especializadas. Na fermentação foi empregado o sistema usando levedura floculante da empresa britânica Alcon e que, após adaptado às condições nacionais pela Natron, se denominou Processo Alcomat. A instalação previa que uma parcela do caldo das moendas seja evaporado e estocada como xarope, para uso nas paradas da moagem. O mosto de caldo ou o xarope, ao ser encaminhado à fermentação contínua, tinha automatizada a sua alimentação. Não se empregava antibióticos, nem mesmo ácido sulfúrico, o caldo sendo esterilizado somente para a preparação do fermento inicial.

No nosso contexto agro-econômico o plantio de um canavial é aproveitado em safras consecutivas. Naturalmente a cana vai empobrecendo nas sucessivas colheitas, até que seja necessário então replantar o canavial. Em outros países o plantio é efetuado todo ano, sendo um sistema mais oneroso, mas não há degenerescência da matéria prima. Aqui, nas regiões sem tradição no setor canavieiro há falta de matéria prima para se operar de forma contínua nas

primeiras safras, com o abastecimento crescendo cada ano até chegar à suficiência. Assim nas primeiras safras a cana mal dá para manter a fermentação trabalhando, não sobrando caldo para uma evaporação. Na Alcomat a eficiência da segunda safra foi inferior a da primeira, que surpreendentemente foi um sucesso, obtendo-se o rendimento garantido pela Alcon, de acordo o índice John Brown (92% do Pasteur). Também nas moendas se alcançou a extração reduzida correspondente a 12,5% de fibra, garantida pela Dedini. Para isto, foi importante a automação da alimentação tanto na fermentação como na moagem, com um controle regulado para condições de trabalho viáveis, o que não foi obtido na segunda safra. Prevaleceu a automatização do Chute Donnelly no primeiro terno das moendas e, na fermentação contínua a automação do controle da bomba alimentadora. Na segunda safra, além dos problemas devido ao excesso de chuvas prejudicando o fornecimento e a qualidade da cana, esta passou a não ser mais despontada e nem desbravada, grande parte da matéria-prima sofreu alta indução floral com a conseqüente chamada “isoporização” (SILVA NETO et al., 2011).

#### DESEMPENHO:

Safra	1988/89	1989/90
Dias corridos	42	80
Cana moída ( t )	44.084,96	57.771,04
Álcool hidratado produzido ( m <sup>3</sup> )	3.666,82	2.774,24
Horas de moagem ( h.m )	571.10	722.45
Horas perdidas ( h.m )	412.50	1173.15
Horas totais ( h.m )	984.00	1896.00
Aproveitamento ( % )	58,04	38,12
Horas de destilação ( h.m )	595.00	706.00

<b>Média horária de moagem ( t/h )</b>	77,18	79,93
<b>Média horária de produção ( m³/h )</b>	6,16	3,93
<b>Rendimento industrial ( l/t )</b>	83,18	48,02
<b>Rendimento a 100º GL ( l/t )</b>	79,85	46,10
<b>Rendimento agrícola ( t/ha )</b>	30,91	27,93
<b>Rendimento global ( m³/ha )</b>	2,57	1,34
<b>Litros de álcool a 100º GL % ART</b>	60,39	48,78

#### CLASSIFICAÇÃO DAS PARADAS:

	<b>Safra 88/89</b>		<b>Safra 89/90</b>	
	h.m	%	h.m	%
<b>Domingos, feriados, greves, limpezas, intempéries, etc</b>	51.30	12,48	175.20	14,95
<b>Falta de cana</b>	85.55	20,81	211.25	18,19
<b>Vapor e energia elétrica</b>	45.20	10,98	166.50	14,22
<b>Lavagem da cana</b>	2.00	0,48	33.00	2,81
<b>Descarga e embuchamento de cana</b>	5.00	1,21	61.15	5,22
<b>Defeitos mecânicos</b>	136.50	33,15	109.50	9,36
<b>Fermentação/destilação</b>	86.15	20,89	413.35	35,25

**DADOS ANALÍTICOS-**

	<b>Safra 88/89</b>	<b>Safra 89/90</b>
<b>Pol (sacarose) % cana</b>	13,51	9,53
<b>Fibra % cana</b>	15,15	14,31
<b>Pol (sacarose) % bagaço</b>	4,24	3,53
<b>Umidade % bagaço</b>	45,95	49,70
<b>Embebição % cana</b>	32,42	14,59
<b>Embebição % fibra</b>	213,99	101,96
<b>Extração de sacarose nas moendas</b>	90,15	88,35
<b>Extração reduzida</b>	92,12	90,13
<b>Milling lost (Pol no bagaço % Pol na cana)</b>	8,81	7,76
<b>Bagaço % cana</b>	31,50	31,48
<b>Caldo misto % cana</b>	100,92	83,11
<b>Brix do caldo misto</b>	13,17	11,49
<b>Coefficiente glicósico do caldo misto</b>	3,95	7,81
<b>Precipitação pluviométrica, julho a setembro (mm)</b>	3	291

### **Interpretação dos resultados:-**

Disponibilidade de cana-de-açúcar: Seria de se esperar uma melhoria de uma safra para a outra.

Moagem horária: Normal nas duas safras.

Produção horária: Normal na primeira safra, caindo mais de 30% na segunda devido ao atraso na fermentação.

Rendimento industrial: Idem.

Rendimento agrícola: Péssimo nas duas safras, tendo piorado na segunda.

Rendimento global: É o produto do rendimento agrícola pelo rendimento industrial.

L álcool a 100° GL % ART: É o rendimento da fermentação, em litros de álcool absoluto a 15° C, por 100 quilos de açúcares redutores totais. Bom na primeira safra e ruim na segunda.

Pol (sacarose) % cana: Cana rica na primeira safra, paupérrima na segunda.

Fibra % cana: Normal nas duas safras.

Pol (sacarose) % bagaço: Alto na primeira safra devido a problemas mecânicos e na segunda, prejudicado pela diminuição da embebição de água nas moendas.

Umidade % bagaço: Mantida nos padrões para não prejudicar as caldeiras.

Embebição % cana: Normal na primeira e cortada pela metade na segunda safra, para a umidade do bagaço não passar de 50%.

Embebição % fibra: Idem.

Extração: Percentagem de sacarose extraída nas moendas. Normal na primeira safra e viável na segunda, considerando a composição da cana.

Extração reduzida: Considera a moagem de uma hipotética cana padrão, expressando a eficiência das moendas. Normal nas duas safras.

Bagaço % cana: Normal.

Caldo misto % cana: Fraco na segunda safra.

Brix do caldo misto: Sólidos solúveis % caldo da moenda. Fraco na segunda safra.

Coefficiente glicósico do caldo misto: O caldo da segunda safra apresentou alto teor de glicose (reduzidor) % sacarose (Pol), evidenciando atraso na maturidade da cana.

## Trabalho apresentado no V Congresso Brasileiro de Energia (1990) e publicado nos Anais – Proceedings pela COPPE/UFRJ

PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CANA-DE-AÇÚCAR, EM ESCALA INDUSTRIAL, ATRAVÉS DE PROCESSO CONTÍNUO EMPREGANDO LEVEDURA FLOCULANTE.

Carlos Coelho de Carvalho Neto\*  
Rodney de Barros Faria\*  
Sidney Martins\*  
Sérgio Hélio Kling\*  
George Roger Rousselet\*\*

\* NATRON-CONSULTORIA E PROJETOS S.A., Rio de Janeiro  
\*\* ALCOMAT-ASSOCIAÇÃO ALCOOLEIRA DE MATO GROSSO, Cuiabá

### Sumário

No presente trabalho é apresentado o processo ALCOMAT, nas suas duas versões, de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar. O processo ALCOMAT consiste na realização da fermentação em regime contínuo, empregando levedura floculante, já tendo sido testado, em escala industrial, nas safras 1988/89 e 1989/90, na destilaria ALCOMAT (150.000 l/dia). Os resultados obtidos permitem assegurar os valores mínimos de 90,5%, para a eficiência estequiométrica de fermentação e de 7,7 g/l.h para a produtividade. O processo ALCOMAT, quando utilizado nas unidades que empregam o sistema MELLE-BOINOT, permite aumentar a capacidade de produção em quase 3 vezes, com o retorno do investimento ocorrendo em menos de uma safra.

### Abstract

ALCOMAT continuous fermentation process for ethanol production from sugar cane is presented. ALCOMAT process uses flocculant yeast and was tested in the 1988/89 and 1989/90 milling seasons in ALCOMAT distillery (150.0000 liters/day). Minimal industrial fermentation yield of 90.5% (stoichiometric) and minimal ethanol productivity of 7,7 g/l.h can be assured. Adaptation of ALCOMAT process to MELLE-BOINOT unities increases production capacity almost 3 times and investment is recovered in less than one milling season.

## I. INTRODUÇÃO

O PROALCOOL conheceu, desde sua implantação, dois períodos distintos. O primeiro caracterizou-se por um crescimento acelerado, quando o número de unidades industriais aumentou de 24 para 685 e a produção evoluiu de 556 milhões (safra 1975/76) para 11,8 bilhões de litros de etanol (safra 1985/86).

O segundo período do PROALCOOL, ainda em curso, tem como marco a estagnação da produção, após a safra 85/86 e o surgimento de diversos questionamentos acerca da viabilidade econômica do Programa. A produção na safra 88/89 foi de 11,7 bilhões de litros.

É quase consensual a necessidade de se obter ganhos de produtividade, a níveis agrícola e industrial, para que a atividade produtora de álcool combustível, a partir da cana-de-açúcar, possa aumentar a sua rentabilidade econômica e se tornar menos dependente do sistema de subsídios que atualmente utiliza. Dentro desse propósito, a NATRON buscou desenvolver uma tecnologia de produção de etanol mais avançada.

Atualmente, a quase totalidade das unidades industriais brasileiras utiliza o processo MELLE-BOINOT de produção de etanol, que se fundamenta na fermentação em regime de batelada, com recuperação das células por centrifugação e o seu posterior tratamento com ácido sulfúrico.

Este processo apresenta alguns aspectos negativos, a saber: a) necessidade de centrífugas para reciclagem da levedura; b) elevado volume de dornas; c) consumo de ácido sulfúrico; d) variações nas condições de fermentação, de vez que o pH e as concentrações de açúcares, álcool, nutrientes e outros compostos químicos variam ao longo do processo. Estas alterações contribuem para o menor rendimento de fermentação no processo MELLE-BOINOT, que se situa, no momento, entre 87 e 89% (estequiométrico).

A introdução no cenário tecnológico nacional de um processo de fermentação contínua apresenta diversas vantagens, que fazem com que o seu desenvolvimento e utilização industrial sejam de grande importância. Os aspectos positivos relativos a esse processo são:

- maior produtividade e rapidez de fermentação;
- rendimentos de fermentação mais elevados;
- menores investimentos e custos operacionais;
- melhor qualidade do álcool, devido à maior uniformidade das condições operacionais.

Esse conjunto de fatores favoráveis levou a NATRON a direcionar seus esforços no sentido de dispor de uma tecnologia de fermentação contínua de vanguarda, capaz de prestar uma contribuição decisiva para o desenvolvimento do PROALCOOL.

Após criteriosa seleção, a NATRON optou por utilizar o processo de fermentação denominada ALCOMAT, que se fundamenta no emprego de leveduras floculantes da espécie Saccharomyces cerevisiae.

A concepção extremamente simples do processo ALCOMAT o torna facilmente adaptável às unidades industriais já existentes e que operam em regime de fermentação em batelada. Isto se deve ao fato de que o processo ALCOMAT pode utilizar as mesmas dornas de fermentação empregadas no processo em batelada, necessitando apenas de adaptações no sistema de tubulações e da instalação de vasos de sedimentação (em substituição às centrífugas). Neste caso, o proces-

so ALCOMAT permite aumentar em quase 3 vezes a capacidade de produção de uma destilaria, mantendo-se o mesmo volume de dornas empregado no sistema em batelada.

Assim é, que uma destilaria com capacidade de produzir 150.000 l/d de álcool passaria a produzir cerca de 430.000 l/d, utilizando o mesmo volume total de 2 milhões de litros de dornas de fermentação. Esse aumento de capacidade resulta da eliminação das operações de carga e descarga das dornas, necessárias no processo MELLE-BOINOT e, também, da maior eficiência do processo ALCOMAT.

O significativo aumento da capacidade produtiva, aliado ao menor investimento e aos demais aspectos favoráveis da fermentação contínua, fazem do processo ALCOMAT uma alternativa extremamente interessante para as unidades industriais, que necessitam buscar, no atual momento de incertezas por que passa o PROALCOOL, caminhos que levem à redução nos custos de produção de etanol.

O processo ALCOMAT, na sua 1ª versão - um só vaso de fermentação - está implantado na destilaria ALCOMAT-Associação Alcooleira de Mato Grosso S.A. (Comodoro-MT), com capacidade diária de produção de 150.000 litros de álcool e que se encontra operando desde a safra 1988/89.

## II. PROCESSO ALCOMAT

O processo ALCOMAT possui duas versões (vide Figura 1). Na primeira (processo ALCOMAT I) é prevista a instalação de uma única dorna, acoplada a um sedimentador, onde ocorre a separação da levedura.

A segunda versão (processo ALCOMAT II) foi projetada para ser adaptada às unidades industriais que empregam o sistema MELLE-BOINOT e nela a dorna única prevista no processo ALCOMAT I é substituída pelas existentes no sistema em batelada, objetivando o aproveitamento destes equipamentos, com consequente redução dos custos de adaptação.

Essa versão é bastante atraente para as usinas e destilarias autônomas que empregam o sistema MELLE-BOINOT e que desejam obter aumentos de capacidade de fermentação e de eficiência, passando a operar em regime de fermentação contínua com o Processo ALCOMAT. Isto se deve ao fato de que permite ampliar suas capacidades produtivas em até quase 3 vezes, com baixo investimento.

Nas duas versões do processo ALCOMAT o caldo de cana, não esterilizado, alimenta continuamente o fermentador (ou fermentadores) dotado(s) de sistema(s) de agitação por bombeamento com reciclo.

O vinho com levedura é direcionado para um sedimentador, onde as células de levedura decantam, retornando ao(s) fermentador(es), enquanto o vinho, já delevedurado, é transferido por "over-flow" para a dorna volante, sendo daí finalmente enviado para a unidade de destilação.

O vinho contendo as células decantadas é recolhido no fundo do sedimentador e reciclado para a(s) dorna(s), sendo perfeitamente misturado aos fluxos de caldo fresco e reciclo de mosto que alimenta a(s) dorna(s). Quando requerida, é feita a adição prévia de nutrientes ao caldo de cana recebido como matéria

ria-prima.

A colocação de anti-espumante é feita por aspersão, no(s) topo(s) da(s) dorna(s) de fermentação.

Embora raramente necessário, o controle de pH pode ser feito pela adição de ácido sulfúrico, através de linha própria, ou de solução de hidróxido de sódio, usando a mesma linha empregada para a suplementação de nutrientes.

A temperatura dos fermentadores é regulada pela circulação do mosto através de trocadores de calor tipo placas, enquanto ar é injetado, continuamente, no misturador ar/mosto, onde também é misturado o fluxo de vinho rico em leveduras que retorna do sedimentador para o(s) fermentador(es). Caso seja conveniente, a temperatura da(s) dorna(s) pode ser controlada por refrigeração com serpentina interna ou por refrigeração da(s) parede(s) com água corrente, em substituição aos trocadores de calor.

A agitação do meio de fermentação é garantida pela recirculação constante do mosto, por meio de bombas e pela evolução do CO<sub>2</sub> formado.

A unidade de fermentação é dotada de um sistema de instrumentação, que monitora e controla as seguintes variáveis: vazão de alimentação de caldo fresco, vazão de reciclo de vinho rico em levedura, vazão de ar comprimido para aeração do mosto, purga de células, temperatura de fermentação e nível de líquido no(s) fermentador(es).

O caldo, antes de ser enviado para a unidade de fermentação necessita, a penas, ser filtrado (por exemplo, em peneiras 450) e, quando requerido, diluído no tanque de estocagem, de modo a ajustar a concentração de ART. O controle do teor de ART é feito também através do sistema de embebição da moenda, não sendo necessária a posterior esterelização do caldo.

O preparo de inóculo, para a partida da unidade, é realizado no laboratório e na indústria, usando cepa selecionada de *S.cerevisiae* flocculenta.

No laboratório são produzidos 40 litros de inóculo com concentrações de levedura de 1% (v/v), enquanto na indústria são preparados, no pré-fermentador, 30 m<sup>3</sup> de inóculo com a mesma concentração anterior. A etapa final de crescimento é realizada na própria unidade de fermentação.

A Tabela 1 apresenta as principais condições de processo empregadas no processo ALCOMAT:

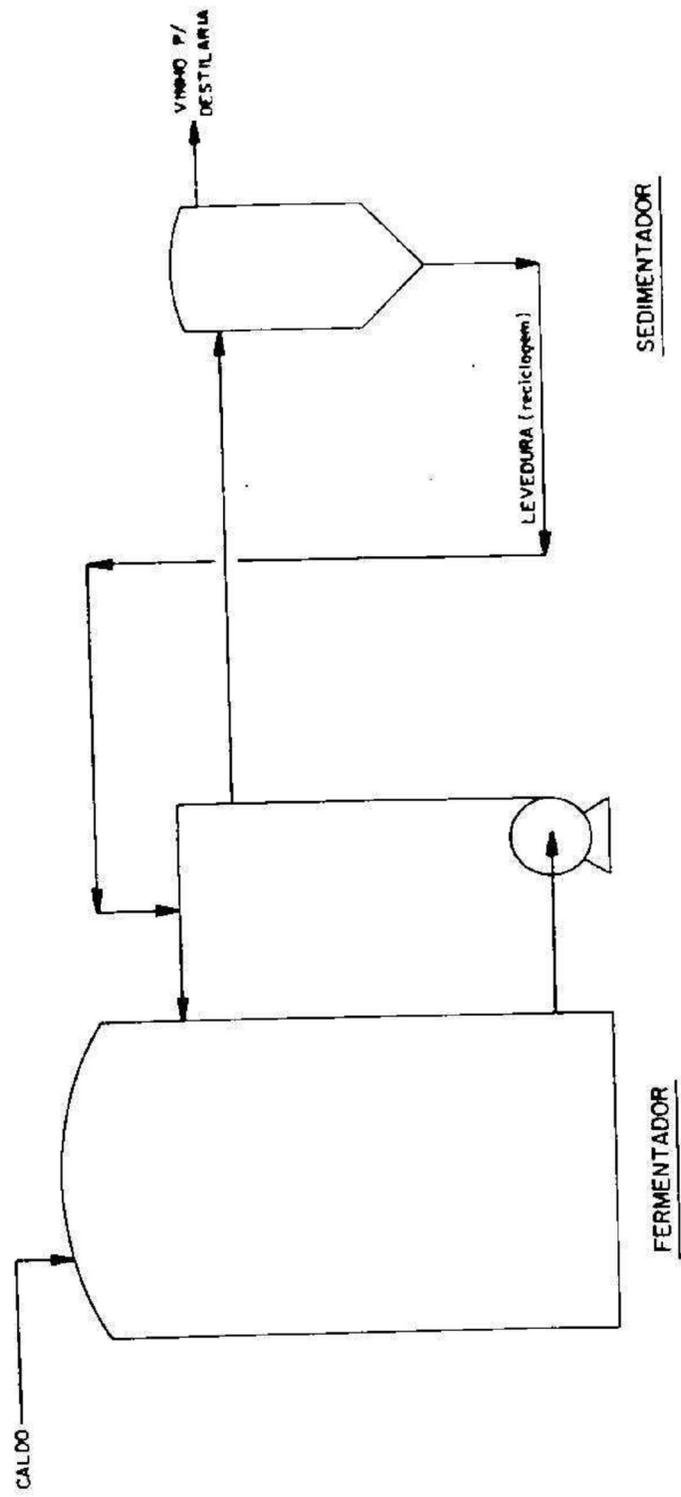
Tabela 1 - Condições de Operação do Processo ALCOMAT.

---

Temperatura de fermentação:	32°C
Concentração de células no fermentador:	10 a 12% (v/v)
pH:	3,5 a 4,0
Concentração do ART no caldo:	12,5% (p/v)
Concentração de AR no vinho:	0,2% (p/v) max.
Concentração do etanol no vinho:	6,2% (p/v)
Concentração de células no vinho:	até 0,5% (v/v)
Aeração:	0,1 VVM

---

FIGURA 1  
ESQUEMA GERAL DO PROCESSO ALCOMAT



### 111. DESEMPENHO INDUSTRIAL

O processo de Fermentação Contínua ALCOMAT, após as etapas de desenvolvimento a nível de unidade de bancada e piloto, foi testado em duas safras em escala industrial, na Destilaria ALCOMAT. Estas tiveram características bastante distintas em relação à matéria-prima processada, que permitiram a avaliação do desempenho industrial do processo frente a uma extensa gama de condições, assegurando a consolidação definitiva da tecnologia em questão.

As diferentes condições operacionais vividas ao longo destas duas safras foram típicas de usinas recém-implantadas, incluindo amplas oscilações na qualidade (teor de sacarose, sujeira, contaminação, etc) e na regularidade de fornecimento da matéria-prima.

O excelente desempenho do processo, quando submetido às condições de operação normais, aliado à sua estabilidade e capacidade de atuar eficientemente, mesmo sob condições extremamente adversas, permite à NATRON apresentar ao mercado alcooleiro uma alternativa de fermentação contínua comprovadamente eficiente e econômica.

A Tabela 2, a seguir apresentada, reúne alguns dados operacionais vividos durante as campanhas, que ilustram a superioridade técnica do Processo ALCOMAT de Fermentação Contínua em quaisquer condições.

Tabela 2 - Dados Industriais obtidos com o Processo ALCOMAT de fermentação contínua.

<u>Matéria-Prima</u>	
Concentração de ART no caldo (% p/v)	12,8
Teor de sólidos no caldo (% v/v)	1
<u>Mosto</u>	
Concentração de células no mosto (% v/v)	10,4
pH do mosto	3,4
Contaminação	negativa
Viabilidade Celular	96%
<u>Vinho</u>	
Concentração de etanol no vinho (% v/v)	7,8
Concentração de células no vinho (% v/v)	2,6
Concentração de AR no vinho (% v/v)	0,2
<u>Desempenho</u>	
Alcool produzido por safra (m <sup>3</sup> )	4.000
Rendimento (l/tc)	83,2
Produtividade (g/lh)	7,7
Eficiência Pasteur de fermentação (%)	99

A partir dos dados apresentados na Tabela 2 pode-se constatar a eficiência do novo processo. Vale registrar, de forma resumida, outras vantagens inerentes à tecnologia adotada, a saber:

- Menor custo operacional pela ausência de consumo de ácido sulfúrico e de antibióticos;

- Não necessidade de esterelização do caldo;
- Menor custo operacional devido à facilidade de operação e controle do sistema de fermentação, que exige a presença de apenas 2 operadores por turno;
- Menor custo de manutenção em razão da não utilização de centrífuga;
- Redução do tempo exigido, desde a partida, para se atingir a plena capacidade de produção da usina;
- Manutenção da capacidade de flocculação da levedura ao longo da safra, dispensando partidas periódicas;
- Reduzido investimento para a conversão do sistema em batelada para o contínuo, com elevada taxa de retorno;
- Aumento da capacidade de produção, de até 3 vezes, devido ao maior rendimento de fermentação e à melhor utilização do volume de dornas.

#### IV. ASPECTOS ECONÔMICOS

Visando permitir uma avaliação econômica do Processo ALCOMAT de Fermentação Contínua serão apresentados a seguir os dados de investimento e custos operacionais associados a este processo, nas suas duas versões. A título de ilustração, encontram-se também tabelados dados relacionados com a rota tradicional de fermentação em batelada, de modo a facilitar a análise das alternativas propostas pela NATRON, a saber:

- Processo ALCOMAT I: fermentação contínua empregando dorna única com reciclo da levedura flocculenta obtido por decantação;
- Processo ALCOMAT II: fermentação contínua projetada a partir da adaptação de sistemas de fermentação convencionais, empregando as dornas existentes, com reciclo de leveduras obtido por decantação;
- Processo MELLE-BOINOT: fermentação em batelada constituída por várias dornas, com reciclo de leveduras obtido por centrifugação.

Os dados a seguir apresentados são relativos a uma unidade de fermentação com capacidade de produção original de 150.000 litros/dia, para todos os casos estudados.

Tabela 3 - Investimentos estimados para os processo ALCOMAT e MELLE-BOINOT.

PROCESSO	MELLE-BOINOT (Batelada)	ALCOMAT I (Contínuo)	ALCOMAT II (Adaptação)
Item			
Rendimento Estequiométrico % (1)	89	90,5	90,5
Produtividade	3,6	7,7	7,7
Capacidade de Produção (l/dia)	150.000	150.000	215.000(2)
Investimento, em US\$(3)	2.200.000	1.400.000	550.000
Custo Operacional, em US\$			
Ácido Sulfúrico	6.750	-	-
Mão-de-Obra	7.200	2.900	2.900
Manutenção	33.832	-	-

Observações:

(1) O dado de rendimento relacionado com o processo em batelada foi obtido como média dos valores típicos praticados por usina tradicional de grande porte da região de São Paulo.

(2) A capacidade de produção informada corresponde à obtida pela adaptação de metade das oito dornas normalmente existentes numa unidade de fermentação em batelada com capacidade nominal de 150.000 l/d. Caso fosse feita a adaptação utilizando-se todas as dornas disponíveis a capacidade de produção poderia atingir 430.000 l/dia.

(3) Os valores de investimento informados foram obtidos por proposta informal junto a fornecedores tradicionais para todos os casos e visando a padronização de dados e fontes.

(4) No item de custo operacional (total por safra de 180 dias) foram incluídos apenas os insumos que apresentam diferenças significativas e/ou que puderam ser quantificados. Itens como economia de vapor (pela não necessidade de esterilização do caldo) não foram discriminados, devido à falta de dados precisos.

Avaliação Econômica

Com base nos dados anteriormente apresentados é possível concluir-se pela superioridade do processo ALCOMAT, em qualquer das suas modalidades.

A título de ilustração vale registrar a significativa redução do investimento no sistema de fermentação obtida com a utilização do processo ALCOMAT, para as novas unidades, quando comparado ao investimento exigido pela adoção do sistema MELLE-BOINOT.

Da mesma forma, a adaptação de unidades em batelada representa alternativa privilegiada, face ao aumento de eficiência e capacidade de produção, aliada à redução dos custos operacionais pela maior simplicidade desta concepção. Um exercício mostra, que caso a usina possua possibilidade de absorver o aumento da capacidade prevista de 150.000 l/d para 215.000 l/d, obtido pela adaptação de metade das dornas existentes, o investimento poderia ser recuperado em cerca de 3-4 meses de produção, conforme mostrado na Tabela 4 adiante, referida como "caso-base". Foram também elaborados demonstrativos dos fluxos de caixa admitindo variações de 1,3%, 10%, 15%, 20% e 30%, na produção e os retornos de investimento obtido nestas alternativas são apresentados na Figura 2.

Para a elaboração destes cálculos foram considerados os seguintes critérios:

- . preço do álcool de US\$ 0,286 por litro, refletindo a média observada no período 1984 a 1988;
- . preço de cana na esteira de US\$ 11,472 por tonelada observado no mesmo período;
- . rendimentos de 75 l de cana (processo convencional) e 76,3 l no processo ALCOMAT.

Em todas as alternativas estudadas fica claramente demonstrada a viabilidade econômica da conversão do sistema de fermentação em batelada para contínua. A Figura 2 mostra, que um aumento de cerca de 20% da produção permite recuperar o investimento necessário para a conversão - US\$ 550.000,00 - em apenas 1 safra.

FIGURA 2  
RETORNO DE INVESTIMENTO  
VS AUMENTO DE CAPACIDADE

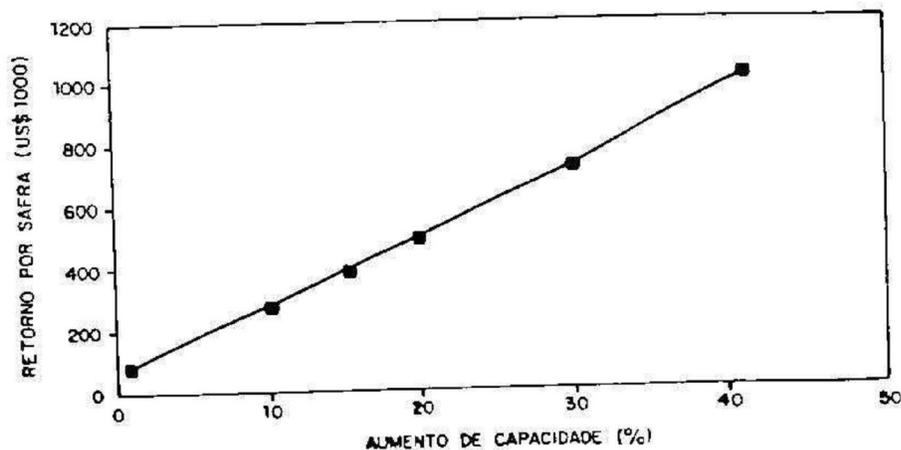


Tabela 4 - Demonstrativo do Retorno do Investimento pela adaptação da Usina E  
 xistente - Caso Base - Produção adicional de 43%. Total de 215.000  
 l/d.

	MES					
	1	2	3	4	5	6
Investimento	550.000					
Produção Adicional	195.000	195.000	195.000	195.000	195.000	195.000
Preço Unitário Alcool (US\$)	0,29	0,29	0,29	0,29	0,29	0,29
Receita Adicional	557.700	557.700	557.700	557.700	557.700	557.700
Custo Adicional de Cana						
* Volume de Cana	829	829	829	829	829	829
* Preço de Cana	11,472	11,472	11,472	11,472	11,472	11,472
* Custo Mensal	285.147	285.147	285.147	285.147	285.147	285.147
Economia de Custos						
* Mão-de-Obra	717	717	717	717	717	717
* Ácido Sulfúrico	1.125	1.125	1.125	1.125	1.125	1.125
* Manutenção	33.832	33.832	33.832	33.832	33.832	33.832
Depreciação	9.167	9.167	9.167	9.167	9.167	9.167
Lucro Adicional Bruto	265.228	265.228	265.228	265.228	265.228	265.228
Imposto de Renda Adicional	106.091	106.091	106.091	106.091	106.091	106.091
Lucro Adicional Líquido	159.137	159.137	159.137	159.137	159.137	159.137
Reversão De - preciação	9.167	9.167	9.167	9.167	9.167	9.167
Caixa Final Período	-500.000	168.304	168.304	168.304	168.304	168.304

RESULTADOS TÉCNICOS

Safra-anos	1988/89	1989/90	Normal
Aproveitamento do tempo	58,04	38,12	100 (ideal)
Moagem horária - ton/hr	77,18	79,93	± 78
Produção horária - m <sup>3</sup> /hr	6,16	3,93	6,25
Rendimento industrial - L/ton	83,18	48,02	80/85
Rendimento a 100° GL - L/ton	79,85	46,1	76,8/81,6
Rendimento agrícola - ton/Ha	30,91	21,93	>75
Rendimento global - m <sup>3</sup> /Ha	2,57	1,34	>6
L álcool a 100° GL % ART	60,39	46,78	61,12 (Pasteur)
Pol (sacarose) % cana	13,51	9,53	12 - 14
Fibra % cana	15,15	14,31	13 - 16
Pol (sacarose) % bagaço	4,24	3,53	<2,5
Umidade % bagaço	45,95	49,7	50
Embebição % cana	32,42	14,59	~30
Embebição % fibra	213,99	101,96	200/300
Extração	90,15	88,35	90/95
Extração reduzida	92,12	90,03	>92
Bagaço % cana	31,5	31,48	~30
Caldo misto % cana	100,92	83,11	~100
Brix do caldo misto	13,17	11,49	13 - 15
Coefficiente glicósico do caldo misto	3,95	7,81	3 - 5

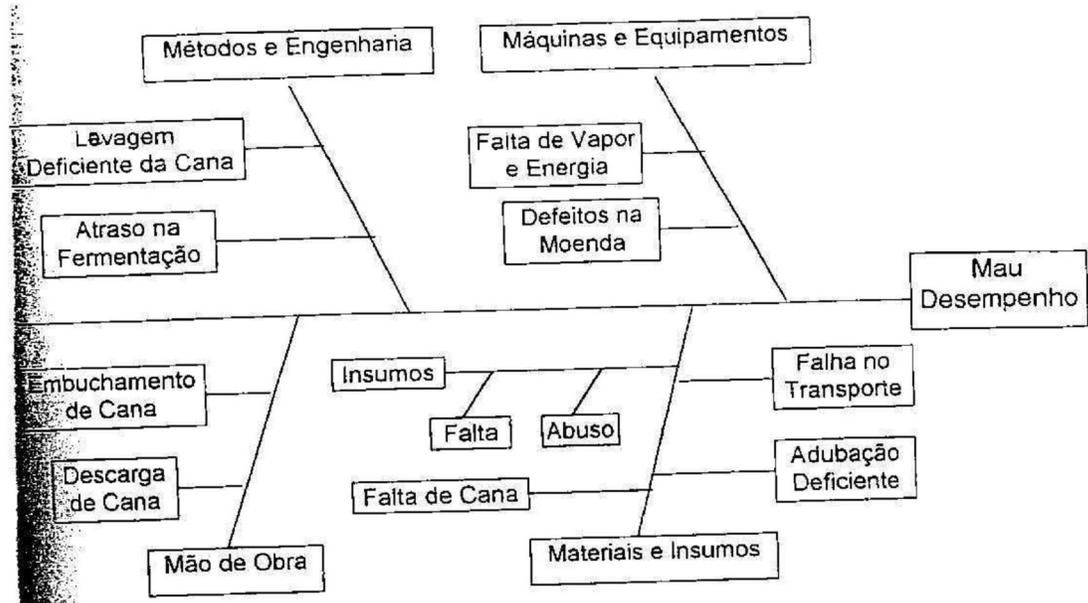
## ESTUDO DAS PARADAS NAS DUAS SAFRAS EXPERIMENTAIS

O estudo das paradas nas duas safras experimentais, em ordem decrescente de frequência está apresentado abaixo.

Saфра 88/89			
Causas	horas e minutos	frequência %	frequência acumulada
1 - Defeitos mecânicos	136,50	33,15	33,15
2 - Fermentação	86,15	20,89	54,04
3 - Falta de cana	85,55	20,81	74,85
4 - Domingos, feriados, etc.	51,30	12,48	87,33
5 - Falta de vapor e energia	45,20	10,98	98,31
6 - Descarregamento da cana	5,00	1,21	99,52
7 - Lavagem da cana	2,00	0,48	100,00
Total	412,50	100,00	-

Saфра 89/90			
1 - Fermentação	413,35	35,25	35,25
2 - Falta de cana	213,25	18,19	53,44
3 - Domingos, feriados, etc.	175,20	14,95	68,39
4 - Falta de vapor e energia	166,50	14,22	82,61
5 - Defeitos mecânicos	109,50	9,36	91,97
6 - Descarregamento de cana	61,15	5,22	97,19
7 - Lavagem de cana	33,00	2,81	100,00
	1173,15	100,00	-

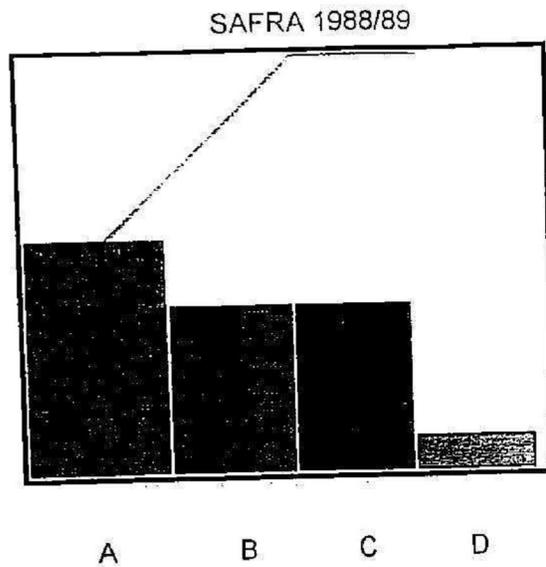
Agrupando as paradas e suas frequências, conforme suas relações diretas e excluimos as interrupções programadas ou inevitáveis (domingos, feriados, impensas, intempéries, etc.) formando o diagrama 4M de causa e efeito (Ishikawa).



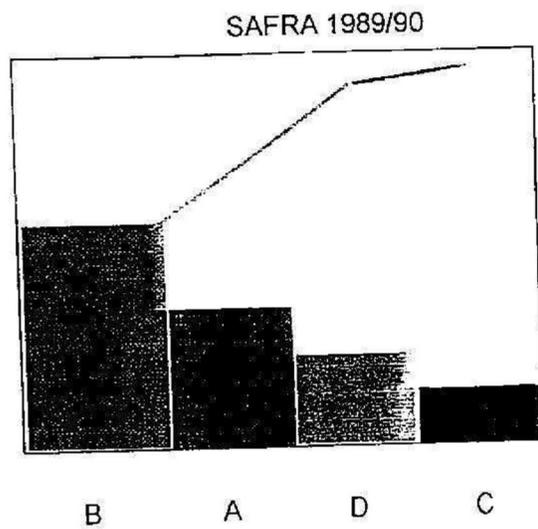
Daí podemos partir para novas tabelas de frequência:

	Safra 88/89	frequência	frequência
	horas e minutos	%	acumulada
A - Máquinas e Equipamentos	182,10	50,42	50,42
B - Métodos e Engenharia	88,15	24,42	74,84
C - Materiais e Insumos	85,55	23,78	98,62
D - Mão-de-obra e Manutenção	5,00	1,38	100,00
Total	361,20	100,00	-
	Safra 89/90		
A - Máquina e Equipamentos	276,40	27,72	27,72
B - Métodos e Engenharia	446,35	44,75	72,47
C - Materiais e Insumos	213,25	21,39	93,86
D - Mão-de-obra e Manutenção	61,15	6,14	100,00
Total	997,55	100,00	-

e traçar os diagramas de Pareto.



O Setor A, Máquinas e Equipamentos, teve desempenho pior demonstrando falha nos equipamentos e tendo sido erro de projeto do fabricante da moenda.



O Setor B demonstra piora que um estudo mais apurado que o processo necessita de adaptação à realidade do dia-a-dia nas condições peculiares do local.

Naturalmente no caso em estudo, é preciso levar em conta o pioneirismo dos experimentos, numa região inóspita, onde nunca se plantara nada, sem húmus na terra, trabalhando-se com um sistema novo e uma equipe recém formada. Teria faltado “amaciar” o solo através de prévio plantio de soja, como é hábito na região. Posteriormente o processo evoluiu, na própria Alcomat e nas usinas Itaúnas (ES), Trapiche (PE) , Marituba (AL), entre outras.

Hoje, a atual usina da Cooperativa Agroindustrial dos Parecis (Coapar), faz parte de um projeto-piloto visando a implantação no cerrado, de 40 usinas “flex” de biodiesel de soja e etanol de milho (sic) [SILVEIRA (2010)].

ALEA JACTA EST

-X-