

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

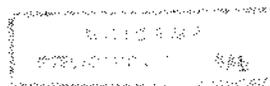
**Desenvolvimento de um sistema especialista
para o projeto de unidades industriais
de produção de álcool**

Paroquet
Este exemplar corresponde a
edição final da Tese ^{MX}
degradada por Marco Antonio Guerreiro
Engenheiro Químico, UFU, 1992
Antonio Guerreiro e aprovada
pela Comissão Julgadora
em 24.04.95.

Orientador : Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia
de Alimentos da Universidade Estadual de
Campinas para obtenção do título de Mestre
em Engenharia de Alimentos.

CAMPINAS
1995



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
G934d
24848
483/95
R\$11,00
09/06/95

CN-00073244-1

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

G934d

Guerreiro, Marco Antonio

Desenvolvimento de um sistema especialista para o projeto de unidades industriais de produção de álcool / Marco Antonio Guerreiro. -- Campinas, SP : [s.n.], 1995.

Orientador: Francisco Maugeri Filho

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1. Sistemas especialistas (Computação). 2. *Fermentação alcóolica. - Projetos. 3. Fermentação. I. Maugeri Filho, Francisco II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

BANCA EXAMINADORA



DR. FRANCISCO MAUGERI FILHO
(MEMBRO)



DR. SILVIO ROBERTO ANDRIETTA
(MEMBRO)



DR. JOSÉ PAULO STUPIELLO
(MEMBRO)



DRA. MARIA ISABEL RODRIGUES
(SUPLENTE)

Campinas, 24/04/1995.

"A principal missão do homem em sua vida é dar a luz a si mesmo, é tornar-se aquilo que é potencialmente"

(E. Fromm)

**"Existem dois alvos na vida: primeiro, conseguir; e, depois, gozar o que se desejou. Somente os mais sábios é que atingem o segundo."
(Logan P. Smith)**

DEDICO :

À DEUS E A MEUS PAIS

AGRADECIMENTOS

- Ao Dr. Francisco Maugeri Filho, pela orientação, apoio e compreensão no desenvolvimento deste trabalho.
- Em especial, ao Dr. Silvio Roberto Andrietta pela ajuda, boa vontade, explicações, pela visita à Usina Guarani, etc. que foram essenciais para o desenvolvimento deste trabalho.
- A Dr. Maria Isabel Rodrigues pelo colaboração e esclarecimentos prestados.
- Aos colegas do DEA pela amizade, ajuda e companhia em todos os momentos ...
- Aos amigos pelo carinho, ajuda, amizade, fé ...
- A todos que de alguma forma colaboraram com a elaboração deste trabalho.
- A CAPES pelo suporte financeiro, na forma de bolsa de estudos.
- A FAPESP pelo financiamento do projeto.

RESUMO

Um sistema especialista é o nome dado à um "software" de computador que tem como objetivo suprir a necessidade de especialistas humanos em determinadas áreas de conhecimento, simulando o raciocínio do homem e visando dar soluções a problemas bem específicos.

Neste trabalho foi desenvolvido um sistema especialista para o "design" de unidades industriais de produção de álcool, utilizando o shell PcPlus da Texas Instruments. O sistema é baseado em regras, cuja base de conhecimento foi estruturada a partir da experiência acumulada de especialistas da área e com dados vindos de laboratório e plantas industriais. O sistema utiliza ainda dados de simulação em computador, cujo algoritmo foi desenvolvido a partir de balanço de massa, balanço de energia, equações cinéticas que representam o processo de fermentação pela *Saccharomyces cerevisiae*. Os parâmetros cinéticos foram ajustados de dados industriais que conduzem a um modelo matemático preciso e que descreve bem o processo industrial. O sistema foi construído para processos contínuos, utilizando vários reatores em série. O perfil de volume ótimo e o número de estágios foram previamente otimizados em trabalhos anteriores.

Para utilizar o sistema são necessários os seguintes dados de entrada: tipo de mosto, composição de mosto, tipo de trocador, número de cubas, tempo de tratamento do creme, vazão de alimentação do caldo ou produção de etanol, concentração de açúcar, concentração de células no creme, concentração de células no reciclo, concentração de células no vinho de levedurado, taxa de reciclo, temperatura do mosto na entrada do reator, temperatura de operação do reator, temperatura da água de resfriamento, número de estágios e capacidade da centrífuga. Para a maioria destes dados o sistema fornece um "Help" onde é aconselhado faixas ótimas ou usuais. O resultado à uma consulta é o perfil de volume dos reatores, vazões do processo, produtividade, área de troca térmica dos trocadores, número de centrifugas necessário, volume de cuba de tratamento ácido e o tipo de equipamento para o tratamento do caldo. O sistema desenvolvido pode ser utilizado para o "design" de plantas industriais, reforma e modernização de plantas já existentes e na tomada de decisões. O sistema mostrou ser confiável pois o desvio entre o previsto pelo sistema e a prática foi mínimo.

SUMMARY

In this work an expert system was developed for the design of large scale continuous fermentation units for alcohol production, using the shell PcPlus from Texas Instruments. This expert system is based on an intensive rule-based program, whose knowledge base was structured using both expert knowledge data and industrial rules of thumb, and on computer simulations. The simulation algorithm was developed from mass and energy balances of continuous multi-staged plants and kinetic equations representing the fermentation process by *Saccharomyces cerevisiae*. The kinetic parameters were adjusted from industrial data leading to a confident mathematical model that represents fairly well the industrial process. Since the system was designed for continuous processes with several stirred tanks connected in series, the optimal volume profile and number of stages were previously optimized.

To use this system the following input data are necessary : type and composition of input medium, type of heat exchanger, number of tanks for the acid treatment, time required for the acid treatment, input medium flow rate or alcohol production desired, sugar concentration, cell concentration, recycling cell concentration, wine cell concentration, recycling rate, medium temperature at the reactor inlets, cooling water temperature, number of stages and centrifuges capacity. The expert system advises the user to utilize optimized data during a consultation.

The result of a consultation is the volume profile of reactors, process flow rates, productivity, the surface areas of heat-exchangers, the number of centrifuges, the tank volumes for the acid treatment and the equipment for the juice clarification. The system developed could be utilized either for the design of industrial plants or for improvement and modernization of existing plants. This system was shown to be reliable since the difference between theoretical calculation and practical results was minimum.

SUMÁRIO

1 - Introdução	01
2 - Revisão Bibliográfica	06
2.1 - Processos Fermentativos	06
2.1.1 - Processo Batelada	06
2.1.2 - Processo Batelada Alimentada ou Melle - Boinot	06
2.1.3 - Fermentação Contínua	07
2.2 - Processo da Usina Guarani	09
2.3 - Aspectos teóricos da fermentação alcoólica	12
2.3.1 - Cinética dos processos fermentativos	12
2.3.2 - Modelos Cinéticos	13
2.3.3 - Efeito da temperatura nos parâmetros cinéticos	19
2.4 - "Design" de Reatores	20
2.4.1 - Reator Batelada	20
2.4.2 - Reator Batelada-Alimentada	21
2.4.3 - Reator de Mistura Perfeita (CSTR)	21
2.4.4 - Reator Tubular ou "Plug Flow"	22
2.4.5 - Comparação entre o reator CSTR e o reator Tubular	23
2.5 - Sistemas Especialistas	24
2.5.1 - Estrutura do sistema especialista	24
2.5.2 - Representação do conhecimento	28
2.5.3 - Metodologia de desenvolvimento de um sistema especialista	29

2.5.4 - Sistemas Especialistas em bioprocessos	30
3 - Metodologia	32
3.1 - Descrição do processo	32
3.2 - Modelo Cinético	33
3.2.1 - Parâmetros Cinéticos	34
3.3 - Definição e modelagem do reator	36
3.4 - Definição dos trocadores de calor utilizados no resfriamento dos reatores	40
3.5 - Definição do trocador para tratamento de caldo	41
3.6 - Definição do volume de cuba para tratamento ácido	42
3.7 - Definição do número de centrífugas	42
4 - Desenvolvimento do Sistema Especialista e Resultados	43
4.1 - Desenvolvimento do Sistema	43
4.2 - Descrição do sistema, parâmetros e resultados	46
4.3 - Considerações finais	61
5 - Conclusão	69
6 - Sugestões	71
7 - Referências Bibliográficas	72
8 - Apêndice A	77
9 - Apêndice B	86

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1	Consumo nacional de derivados de petróleo e de álcool combustível	2
Tabela 2	Previsão da safra 92/93 - Brasil	2
Tabela 3	Valores dos parâmetros cinéticos para a temperatura de 32 ° C	35
Tabela 4	Valores das constantes da equação (2)	35
Tabela 5	Valores das constantes da equação (3)	35

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 01	Fluxograma geral da Usina Guarani	11
Figura 02	Esquema do reator de mistura perfeita	21
Figura 03	Esquema do reator tubular	22
Figura 04	Estrutura do sistema especialista	25
Figura 05	Etapas no desenvolvimento do sistema especialista	27
Figura 06	Fluxograma esquemático da unidade de fermentação com reatores de mistura	36
Figura 07	Esquema de um reator com um trocador para resfriamento	40
Figura 08	Fluxograma das questões feitas ao usuário	45
Figura 09	Variação da porcentagem de ART proveniente do mel no mosto com a produtividade do sistema	47
Figura 10	Variação da produtividade com o número de reatores e com o tipo de mosto	48
Figura 12	Variação do volume total dos reatores com a concentração de ART	53
Figura 13	Variação da produtividade com a concentração de álcool final do sistema	54
Figura 14	Variação do volume total dos reatores com a concentração de álcool final	54
Figura 15	Variação da produtividade com a concentração de células no creme de levedura	56
Figura 16	Variação do volume total dos reatores com a concentração de células no creme	56
Figura 17	Variação do volume total dos reatores com a taxa de reciclo	58
Figura 18	Variação da produtividade com a taxa de reciclo	58
Figura 19	Variação da produtividade com a temperatura	60

Figura 20	Varição da temperatura de operação com o volume total dos reatores e com a área de troca térmica dos trocadores	61
Figura 21	Algoritmo do programa que calcula o perfil de volume dos reatores e as áreas de troca térmica dos trocadores e suas vazões	62
Figura 22	Fluxograma da interface entre o ambiente PCPLUS com o DOS	65

NOMENCLATURA

μ	Velocidade específica de crescimento	h^{-1}
a	Constante empírica	K^{-1}
E	Energia de ativação	J/mol
A	Constante empírica	h^{-1}
n	Índice de potência	
m	Índice de potência	
R_g	Constante dos gases ideais	$J/mol \cdot K$
K_O	Constante empírica	kg/m^3
K_S	Constante de afinidade ao substrato	kg/m^3
S_O	Concentração de substrato	kg/m^3
$\mu_{m\acute{a}x}$	Velocidade específica de crescimento máximo	h^{-1}
$S_{m\acute{a}x}$	Concentração de substrato onde o crescimento celular cessa	kg/m^3
$P_{m\acute{a}x}$	Concentração de etanol onde o crescimento celular cessa	kg/m^3
$X_{m\acute{a}x}$	Concentração de massa de célula onde o crescimento celular cessa	kg/m^3
S	Concentração de substrato	kg/m^3
P	Concentração de etanol	kg/m^3
X	Concentração de massa de célula	kg/m^3

F	Vazão do meio de alimentação	m^3/h
F_w	Vazão de alimentação do reator	m^3/h
S_w	Concentração de substrato na alimentação do reator	kg/m^3
X_w	Concentração de massa de célula na alimentação do reator	kg/m^3
P_w	Concentração de etanol na alimentação do reator	kg/m^3
S_f	Concentração de substrato na saída do último reator	kg/m^3
X_f	Concentração de massa de célula na saída último do reator	kg/m^3
P_f	Concentração de etanol na saída do último reator	kg/m^3
F_v	Vazão do vinho delevedurado	m^3/h
X_v	Concentração de massa de célula no vinho delevedurado	kg/m^3
F_l	Vazão de leite de levedura	m^3/h
X_l	Concentração de massa de célula no leite de levedura	kg/m^3
F_{ll}	Vazão de leite após a purga	m^3/h
F_a	Vazão de água de diluição	m^3/h
F_r	Vazão de reciclo	m^3/h
S_r	Concentração de substrato no reciclo	m^3/h
X_r	Concentração de massa de célula no reciclo	m^3/h
P_r	Concentração de etanol no reciclo	m^3/h
R	Taxa de reciclo	

t	Tempo	h
V	Volume do reator	m^3
r_x	Velocidade de reação	$kg/m^3 h$
$Y_{p/s}$	Rendimento teórico em etanol	
$Y_{x/s}$	Rendimento teórico em biomassa	
C	Concentração	kg/m^3
K_p	Termo de inibição pelo produto	kg/m^3
K_1	Constante de inibição empírica	
K_2	Constante de inibição empírica	
K_3	Constante de inibição empírica	
A_1, A_2	Índice de potência	
K_{Si}, K_{Pi}	Constante de inibição empírica	$(kg/m^3)^2$
R_2	Constante de inibição empírica	
t_w	Tempo de tratamento ácido do fermento	h
U	Coefficiente global de troca térmica	$kcal h^{-1} °C^{-1} m^{-2}$
A	Área de troca térmica	m^2
Q	Calor	$kcal h^{-1}$
ΔH	Calor de vaporização	$kcal kg^{-1}$
T_A	Temperatura de alimentação do reator	$°C$

T_R	Temperatura de operação do reator	$^{\circ}C$
T_a	Temperatura da água de resfriamento na entrada do reator i	$^{\circ}C$
T_{ki}	Temperatura do mosto na saída do trocador i	$^{\circ}C$
T_{ji}	Temperatura da água de resfriamento na saída do reator i	$^{\circ}C$
T_C	Temperatura crítica	$^{\circ}C$
F_{ji}	Vazão da água de resfriamento no trocador i	$m^3 h^{-1}$
F_{ki}	Vazão de mosto que passa no trocador i	$m^3 h^{-1}$
F_r	Vazão de reciclo	$m^3 h^{-1}$
F_{centr}	Vazão da centrífuga	$m^3 h^{-1}$
T_r	Temperatura reduzida	
c_{pk}	Calor específico do mosto	$kcal/kg^{\circ}C$
c_{pj}	Calor específico da água de resfriamento	$kcal/kg^{\circ}C$
ρ_k	Densidade do mosto	kg/m^3
ρ_j	Densidade da água de resfriamento	kg/m^3
τ	Tempo de residência	h
w	Fator acêntrico	

1 - INTRODUÇÃO

Nos últimos anos no Brasil, houve um grande desenvolvimento na área de fermentação alcoólica, devido ao grande investimento no setor por parte do governo, que tem grande interesse na produção de álcool etílico, pois este é um combustível que substitui a gasolina usada pelos veículos automotores. Foi desenvolvida uma tecnologia para utilização do álcool etílico como combustível produzido pela fermentação de cana de açúcar, e hoje existe um grande avanço tecnológico da indústria alcooleira brasileira. Um dos principais motivos para esse desenvolvimento foi o Proálcool (Programa Nacional do Álcool) implantado no Brasil a partir dos meados da década de setenta. Segundo BERTELLI (1992), de uma produção em torno de 500 milhões de litros de álcool em 1975, quando do lançamento do programa, a indústria sucroalcooleira ultrapassou, em apenas duas safras, um bilhão de litros, crescendo progressivamente até atingir, na safra de 1991/1992, os 12,7 bilhões de litros de álcool (10,6 bilhões de litros do tipo hidratado e 2,1 bilhões de litros do tipo anidro).

O álcool nas suas espécies anidro e hidratado, participa com aproximadamente 12 % do consumo de derivados de petróleo (Tabela 1), pela previsão da safra 92/93 (Tabela 2) pode-se observar que nesta safra a cana de açúcar é destinada mais para produção de álcool do que açúcar.

As primeiras indústrias brasileiras de produção de etanol surgiram vinculadas as usinas de açúcar onde o melaço ou mel esgotado, subproduto da fabricação do açúcar, era utilizado como matéria-prima. A intenção era transformar um produto sem grande valor comercial (melaço) em um outro de maior valor agregado (etanol).

Nos últimos anos, devido a redução no preço do petróleo, 34 destilarias autônomas encerraram suas atividades, todas localizadas na região centro-sul, destacando-se em termos proporcionais o Estado de Minas Gerais, que teve 40 % de suas destilarias autônomas desativadas. Em segundo lugar vem o Estado de São Paulo com 13 destilarias seguido por Goiás com 4 (SIQUEIRA, 1993).

Hoje com a grande oferta de petróleo, a produção de etanol por via fermentativa não é tão atrativa quanto no auge da crise do petróleo. Houve a necessidade de uma mudança no processo tecnológico, para que diminuísse os custos e aumentasse a produtividade. A mudança tecnológica é um processo bastante complexo já que envolve decisões de diversas pessoas, porém uma condição necessária para que ocorra é que a

relação custo benefício seja favorável. Esta mudança veio com o processo de fermentação contínua, o qual é uma evolução natural do batelada alimentada, mas não é recente. Ao contrário, a literatura cita a existência de instalações industriais na França, nos anos trinta, operando com melaço de beterraba.

Tabela 1 - Consumo nacional de derivados de petróleo e de álcool combustível.
Período : fevereiro a maio de 1992.

PRODUTO	m3/dia	PARTICIPAÇÃO (%)
DIESEL	67.567	41.8
ÓLEO COMBUSTÍVEL	29.940	20.4
GASOLINA	26.887	14.9
GLP	25.877	11.3
ÁLCOOL	31.800	11.6
TOTAL		100.0

** Fonte : Suma Econômica / Petrobrás

Tabela 2 - Previsão da safra 92/93 - Brasil.

PRODUTOS	HIPÓTESE I (*)	HIPÓTESE II (**)
Cana total (t)	240.000.000	240.000.000
Cana para álcool (t)	160.000.000	0
Cana para açúcar (t)	80.000.000	240.000.000
Açúcar total (t)	8.171.150	25.600.000
Álcool total (m3)	13.194.895	3.000.000
Álcool direto (m3)	12.241.567	0
Álcool residual (m3)	953.328	3.000.000

(*) Baseada no Plano de Safra 92/93 - Port. 60/92 SDR.

(**) Considerando toda a cana destinada para açúcar

Recentemente a maioria das técnicas de fermentação contínua disponíveis para as usinas não tinham demonstrado sua viabilidade econômica, embora fossem operacionais mesmo em condições críticas, como por exemplo em destilarias autônomas, sem tratamento de caldo.

Com os problemas das primeiras plantas de fermentação contínuas, este processo somente foi aceito a partir do total esgotamento das possibilidades de avanços no processo batelada alimentada. Estes problemas, segundo FINGUERUT et al. (1992), ocorriam em virtude da precariedade da modificação feita, já que a grande maioria das instalações desta época eram adaptações de baixo custo feitas em processos batelada alimentada já existentes. Hoje fermentação contínua já está desenvolvida, e atualmente vinhos com alto teor alcoólico são produzidos com fermentações de alta eficiência, de modo a reduzir o volume de vinhaça produzido e o consumo de vapor necessário.

Algumas plantas de fermentação alcoólica contínua foram projetadas sem embasamento teórico necessário. O "design" de plantas industriais requer um grande conhecimento do processo e de instalações industriais, assim como de uma série de regras heurísticas. Este conjunto de informações somente os especialistas possuem. Mais particularmente, o "design" de plantas de fermentação alcoólica vem sendo feito há décadas de forma empírica e pouco científica. Recentemente, algumas plantas foram projetadas tendo como base não só as informações práticas mas também modelos matemáticos precisos do processo e estudos cinéticos, resultando em sistemas mais produtivos.

Sistemas especialistas podem também contribuir para o "design" de plantas de fermentação mais produtivas. O campo da inteligência artificial, onde se enquadra os sistemas especialistas, preocupa-se com o desenvolvimento de programas computacionais que simulam o raciocínio humano. Isto requer a compreensão dos métodos humanos de resolução de problemas em áreas onde existe uma grande quantidade de conhecimento a ser manipulada e/ou existe um nível significativo de incertezas. Um especialista irá certamente restringir as alternativas, eliminando as que considera menos relevantes e/ou reconhecendo modelos e etapas essenciais, usando seu conhecimento e regras práticas. A elaboração de um programa de computador que faz a mesma coisa, é estudo e criação de um sistema especialista, com uma base de conhecimento tão evoluída quanto a de um especialista, com grande potencial em "design" e operações de engenharia, não exigindo que o usuário seja um especialista.

Os sistemas especialistas são usados em diversos campos:

- a) esquemas alternativos para modelos de procedimentos de sistemas físicos ou químicos (qualitativo, semi quantitativo, redes neurais);
- b) "design" de base de dados para atividades de engenharia;
- c) metodologias para "design" de engenharia ("design" de processos, "design" de controladores, catálise) e modelos que os representem;
- d) diagnósticos e estruturas para representar o conhecimento;

Inteligência artificial e sistema especialista diferem dos programas de computação tradicionais por duas vias:

- 1) eles trabalham mais com símbolos que com números;
- 2) usam mais regras práticas "heurísticas" (experiência prática) que algoritmos (definindo precisamente instruções e decisões). O método heurístico de resolução de problemas envolve soluções por tentativas e cálculos de resultados (valores).

A experiência é adquirida de estudos teóricos e experiência prática. O estudo de sistema especialista enfatiza o lado prático da experiência, e tenta formalizar e concentrar conceitos e estratégias.

Sistemas especialistas oferecem um número significativo de vantagens, por exemplo, a experiência pode ser perdida quando um empregado deixa a empresa, no entanto o conhecimento armazenado sobre o processo e falhas do processo bem documentadas ajudarão a base de dados da companhia. O sistema especialista pode servir como uma fonte de dados para um gerente que eventualmente assuma o controle da planta. Em termos gerais um sistema especialista pode ser usado em treinamento, como conselheiro em tomada de decisão, otimização e gerenciamento e "design" de processos. A tecnologia é mais facilmente compreendida por não especialistas e de fácil acesso para eles.

Processos fermentativos são muito complexos, não lineares e dependem do tempo. A fermentação depende de muitos parâmetros e variáveis, especialmente do estado do microrganismo. Para se obter a máxima performance do processo, é preciso trabalhar em condições ótimas de operação. O processo fermentativo como um todo não pode ser descrito completamente por modelos matemáticos exatos. Há experiências práticas, do dia a dia que devem ser observadas no projeto do processo fermentativo.

O objetivo deste trabalho, foi desenvolver um sistema especialista para auxiliar no "design" de plantas de fermentação alcoólica contínua, este sistema combina modelos matemáticos e experiência adquirida de especialistas, as quais devem ser observadas no projeto de uma unidade fermentativa. Para o desenvolvimento deste trabalho, tomou-se como exemplo a Usina Guarani, a qual foi projetada utilizando bases racionais que combinaram experiências práticas e conhecimento científico do processo.

2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - Processos Fermentativos

2.1.1 - Processo Batelada

Este processo já foi muito utilizado na produção de etanol. Neste processo tem-se um grande volume de mosto alimentado ao reator, com ou sem agitação mecânica, sendo inoculado com uma levedura ativa. A concentração de açúcar possível de ser utilizada representa normalmente um compromisso entre uma destilação econômica e a inibição da fermentação pelo etanol.

A produção de etanol continua até que o rendimento máximo tenha sido obtido. Neste instante a fermentação é encerrada e o etanol é recuperado por destilação; o fermentador deve ser então limpo e possivelmente sanitizado após o que, um novo ciclo é iniciado.

Tradicionalmente pode-se citar dois tipos de processo batelada:

a) Sistema de cortes: Depois que se faz a primeira fermentação, divide-se o volume de mosto em dois reatores, completam-se os dois com mosto e deixa-se fermentar, depois divide-se estes dois reatores em quatro assim sucessivamente

b) Sistema de cultura pura : É o sistema clássico de fermentação alcoólica industrial, partindo-se, para cada fermentação, de uma cultura pura (chamado pé de cuba) e adiciona-se o mosto, até completar o volume do reator.

2.1.2 - Processo Batelada Alimentada ou Melle-Boinot

O processo Melle-Boinot foi introduzido com o intuito de aumentar a produtividade em relação à batelada, que tem baixa produtividade e é lenta. Este tipo de processo tem como principal característica que no final da fermentação a levedura é separada do vinho fermentado através de uma centrifugação ou sedimentação, e reciclada para o início do próximo ciclo.

Terminada a fermentação o vinho é bombeado até as centrífugas onde separa-se as leveduras (creme de leveduras). O creme de leveduras irá sofrer uma diluição com água e um tratamento ácido para eliminar contaminantes, ajustar o pH e ativar a levedura. Quando terminado o tratamento ele repousa durante cerca de 4 horas quando então é enviado para o reator concomitantemente com o mosto fresco, reiniciando novo ciclo do processo.

Almeida, (1960) descreve as seguintes vantagens do processo Melle-Boinot:

- economia de açúcar devido a menor reprodução celular elevando o rendimento em etanol;
- eliminação de contaminantes pela centrifugação do vinho (separação de células de levedura);
- fermentação mais pura devido ao tratamento de leite de levedura (tratamento ácido);
- eliminação da necessidade de cultura pura no preparo do pé-de-cuba, prática exigida no processo clássico, diminuindo portanto a complexidade das operações da planta.

2.1.3 - Fermentação Contínua

O processo contínuo difere basicamente do descontínuo por não sofrer interrupções; o reator de fermentação é continuamente alimentado com mosto novo o qual é fermentado e retirado a uma vazão igual à de alimentação, o que permite um fluxo contínuo de produto.

A fermentação contínua não é uma tecnologia nova. Instalações experimentais operadas no passado levaram ao sentimento de que uma fermentação contínua não chegaria a ser tão eficiente quanto ao sistema batelada, especialmente devido aos problemas relacionados com infecções, depósitos de sólidos no fundo dos reatores, baixo teor alcoólico do vinho e ainda devido a necessidade de eventuais paradas durante a safra.

O interesse pela fermentação contínua foi retomado no Brasil na última década, como forma de se reduzir os custos de produção e, assim, com os novos processos desenvolvidos, atualmente vinhos com alto teor alcoólico são produzidos com fermentações de alta eficiência, de modo a reduzir o volume de vinhaça produzido e o consumo de vapor necessário (ZARPELON & ANDRIETTA, 1992).

A partir da metade da década de 80, os processos de fermentação alcoólica contínuos vem sendo cada vez mais utilizados em unidades industriais. Na safra de 1989, aproximadamente 30 % do etanol foi produzido por processos contínuos ou semi-contínuos, número este que se elevou bastante na safra 90/91. Dentre os motivos que contribuíram a este crescimento destacam-se os avanços tecnológicos obtidos nestes anos, que propiciaram o desenvolvimento de processos mais confiáveis sem tantos problemas operacionais e o aumento de produtividade destes quando comparados com o processo de fermentação Melle-Boinot. (ANDRIETTA & STUPIELLO,1990).

No processo contínuo tem-se uma alimentação contínua de mosto, e um reciclo de células, isto permite diminuir o efeito inibitório do etanol e do substrato quando o projeto da planta é bem elaborado, resultando maiores produtividades e rendimentos de etanol devido ao reciclo de células. Para este processo ser no entanto bem sucedido, ele deve ser automatizado, devido sua sensibilidade frente a alterações nas condições do processo. Falhas na sua condução pode acarretar a perda de todo o processo.

Este processo tem apresentado uma maior produtividade, com um aumento que as vezes pode atingir 100 % em relação a batelada alimentada (RODRIGUES, et al. 1992).

Com os novos projetos que estão sendo construídos utilizando processos de fermentação alcoólica contínua, considerando cinética do processo, otimização, simulações do processo, ferramentas matemáticas e computacionais pode-se atingir os seguintes objetivos:

- modernização da usina;
- aumento da produção;
- redução dos gastos em mão de obra;
- redução de gastos em análise;
- aumento de produtividade;
- redução de tempos não produtivos (carga, descarga, limpeza);
- trabalhar em condições ótimas de operação no estado estacionário;
- redução de insumos;
- uniformidade do produto;
- maior controle operacional do processo.

2.2 - Processo da Usina Guarani

A unidade de fermentação contínua da usina Guarani (Severínia - SP) foi a primeira a ser projetada utilizando-se modelos matemáticos, baseados na cinética, de fermentação alcoólica, e nos balanços de massa e energia do processo. A Figura 01 apresenta o fluxograma geral da usina.

A unidade foi projetada para utilizar como matéria prima melaço diluído com caldo do sexto terno de moenda, dando uma relação de 95 % do açúcar proveniente do melaço e 5 % de caldo de cana. É constituída por 4 reatores ligados em série, em forma de cascata permitindo um deslocamento por gravidade do material em processo. Os reatores são também interligadas por calhas para passagem de CO₂ e espuma. A passagem de espuma através das calhas é devido ao efeito sifão intermitente. Existem sete centrifugas, quatro cubas de tratamento e uma dorna volante. O vinho delevedurado que deixa a centrifuga é enviado a dorna volante. Esporadicamente é feita uma purga no último reator, que também é enviado a dorna volante. No tratamento ácido a água é adicionada na primeira cuba, onde também é injetado ar. O ácido é adicionado na linha entre a primeira e a segunda cuba. Utiliza-se misturador estático para a mistura do ácido ao leite de levedura diluído. Existe também um lavador de gases, por onde passa o CO₂ do último reator. Desta forma o gás é lavado com água para recuperação do álcool que é arrastado com o CO₂. A solução de água e álcool do lavador é enviado para a primeira cuba de tratamento.

Em cada reator existe uma bomba com o objetivo de recircular o vinho em fermentação, promovendo a homogeneização do material em processo. Nos três primeiros reatores existem trocadores de calor do tipo placas, com a finalidade de retirar o calor gerado pela reação. No último reator como a quantidade do açúcar convertido é baixa (1,0 - 1,5 %) optou-se por não utilizar trocador.

O perfil de volume dos reatores se aproxima do perfil ótimo que proporcionam maior produtividade, sendo no entanto restringido pela declividade do terreno. Este perfil ótimo foi estabelecido em trabalhos recentes por ANDRIETTA (1994) e ANDRIETTA & MAUGERI FILHO. (1994), baseado em simulações em computador usando o algoritmo SIMPLEX de otimização. Os modelos matemáticos, além de auxiliar no projeto da unidade, fornecendo os volumes de reatores, área dos trocadores de calor e as condições de operação da unidade, podem também ser utilizados na

determinação da melhor estratégia de controle para o processo, através de simulações em computador. A unidade dispõe de um sistema de controle de configuração clássica modular composta por controlador lógico programada (CLP), "multi-loop's", transmissores inteligentes e sistema supervisorio baseado em plataforma IBM-PC/MS-DOS (ANDRIETTA et al. 1994).

A unidade foi projetada para a produção máxima de 500.000 litros por dia de álcool hidratado, com uma concentração de etanol no vinho de levedurado igual a 7,3 % (v/v), e com uma vazão de reciclo igual a 40 % da vazão do mosto.

No balanço de massa na unidade, assumiu-se: concentração de células no leite de levedura igual a 60 % (v/v) e no reciclo igual a 30 % (v/v), gás "hold up" e volume ocupado pelas células nos reatores é desprezível e concentrações de ART e etanol no vinho de levedurado igual a do leite de levedura.

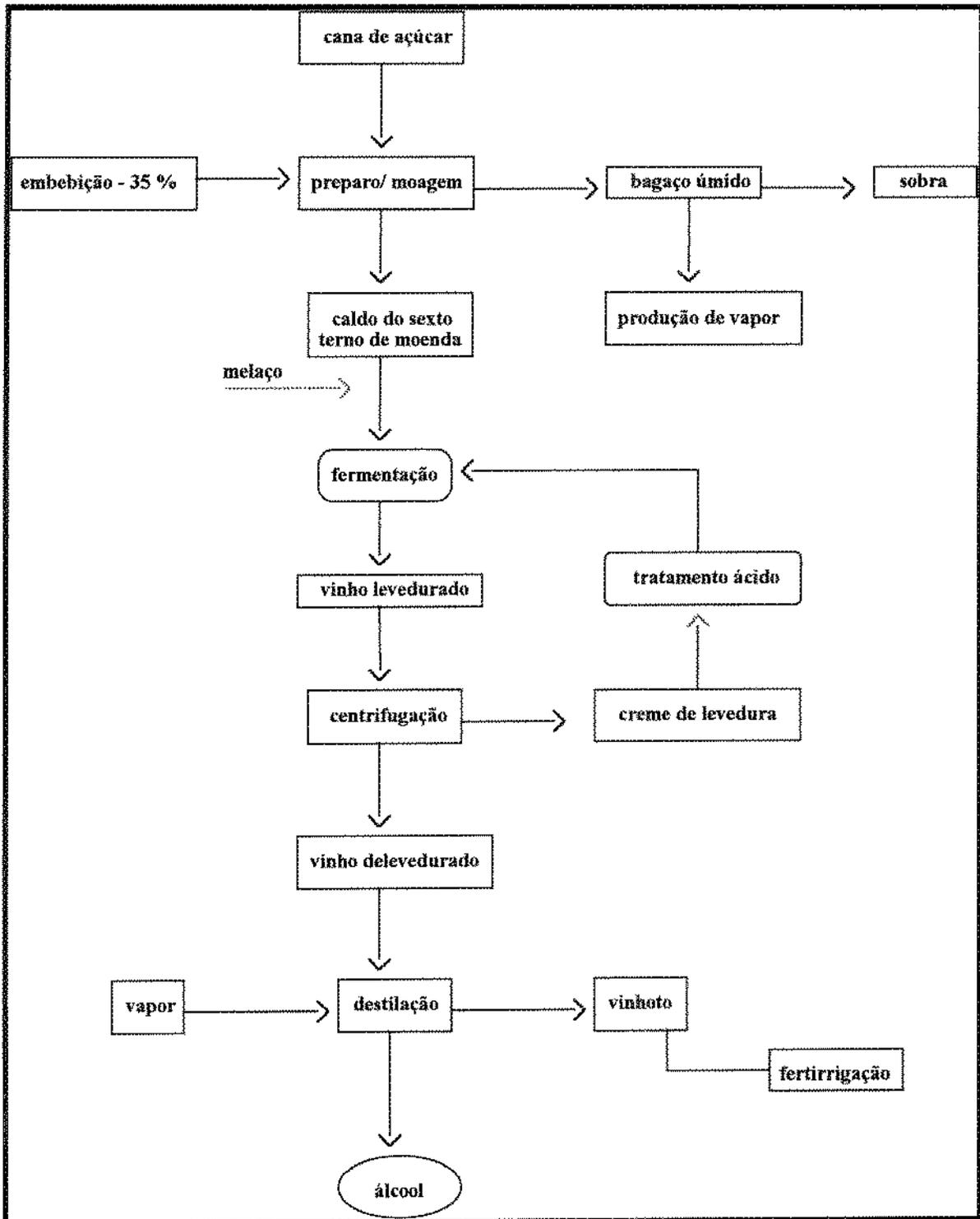


Figura 01 - Fluxograma geral da Usina Guarani

2.3 - Aspectos teóricos da fermentação alcoólica

2.3.1 - Cinética dos processos fermentativos

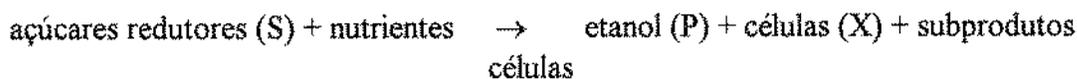
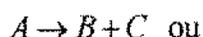
O estudo da cinética dos processos fermentativos tem como objetivos principais:

- medir velocidades de transformação que ocorrem durante a fermentação;
- estudar fatores que influenciam nas velocidades de transformação;
- correlacionar por meio de equações matemáticas, as velocidades das transformações com os fatores que nelas influem;
- aplicar equações obtidas na otimização e no controle do processo.

A cinética de fermentação alcoólica basicamente concentra-se nos estudos das transformações de:

- a) variação da concentração de célula com o tempo;
- b) variação da concentração de substrato com o tempo;
- c) variação de etanol formado com o tempo;
- d) variação de outros nutrientes ou produtos (CO₂) com o tempo.

No Brasil, BORZANI (1964), assumiu a fermentação alcoólica como sendo uma reação química do tipo:



cuja cinética é representada pela equação:

$$r_a = k \cdot c_x^n$$

ou em termos de substrato (S);

$$r_s = k \cdot C_s^n$$

2.3.2 - Modelos Cinéticos

Os modelos cinéticos normalmente usados em fermentações, segundo BAYLEY & OLLIS (1986), podem ser divididos em:

- Não estruturados e não-segregados, nos quais as células de microrganismos são consideradas como soluto;
- Estruturados e não-segregados, onde as células são tratadas como indivíduos de múltiplos componentes porém com composição média semelhante;
- Não-estruturados e segregados, onde as células são tratadas como seres individuais distintos porém descritos por um único componente; e
- Estruturados e segregados, onde as células de microrganismos são consideradas como indivíduos distintos e formados por múltiplos componentes.

DUNN & MOR (1975), citam que modelos derivados aos de Monod só podem ser aplicados quando o crescimento balanceado é assumido. Sendo o crescimento balanceado definido como um estado biológico durante o qual a cadeia de reações metabólicas intracelular está ocorrendo essencialmente em estado estacionário, e sendo este estado atingido somente quando alterações no meio externo são pequenas. ESENER et al. (1981) afirmam que os modelos não estruturados descrevem bem os processos, exceto em condições altamente transientes.

Os modelos mais comuns encontrados em fermentação alcoólica são do tipo não-estruturado e não-segregados, que baseiam-se principalmente na determinação da velocidade específica de crescimento de microrganismo (μ) ou da produção de etanol pelo decréscimo da velocidade específica máxima através de alguns termos de inibição.

Normalmente, em processos fermentativos contínuos comerciais, o crescimento exponencial é a única fase importante. A fase exponencial pode ser escrita como:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X$$

ou

$$r_x = \mu \cdot X$$

tem-se que a taxa de variação da concentração de células está relacionada com a concentração de células e com a velocidade específica de crescimento (μ).

A forma mais simples da velocidade específica de crescimento encontrada na literatura é a equação de Monod:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{S + K_s}$$

Este modelo descreve cinéticas fermentativas onde inibidores estão em baixas concentrações. No entanto, na prática trabalha-se em condições onde a concentração de inibidores não pode ser desprezada.

Há na literatura várias equações que consideram as concentrações de inibidores, considerando a inibição pelo produto ou limitação pelo produto, pode-se citar:

AIBA et al. (1969) (citado por LUONG (1985) propuseram a seguinte equação:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \left(\frac{1}{1 + \frac{P}{K_p}} \right)$$

A velocidade específica é reduzida pelo termo P/K_p onde K_p é o termo de inibição do produto (etanol).

GHOSE & THYAGI (1979) propuseram a seguinte equação:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n$$

Quando n aumenta μ diminui para uma concentração de etanol constante.

LUONG (1985) cita que pode-se dividir os modelos cinéticos que correlacionam a inibição pelo produto em 4 tipos:

- Relação Linear

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{m\acute{a}x}} \right)$$

- Relação Exponencial

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot e^{-K_2 \cdot P}$$

K_2 = Constante de inibição empírica

- Relação Hiperbólica

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{1}{1 + \frac{P}{K_3}}$$

K_3 - Constante de inibição empírica

- Relação Parabólica

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{m\acute{a}x}} \right)^{0,5}$$

LUONG (1985) propõe o seguinte modelo:

$$\frac{\mu}{\mu_{m\acute{a}x}} = 1 - \left(\frac{P}{P_{m\acute{a}x}} \right)^\alpha$$

DOURADO et al. (1987) propôs o seguinte modelo:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \rho_s \cdot \rho_p$$

onde:

$$\rho_s = \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_{si}}}$$

e

$$\rho_p = \frac{P}{K_p + P + \frac{P^2}{K_{pi}}} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^{R_a}$$

K_{si} , K_{pi} , constantes de inibição empírica

R_a , constante de inibição empírica

Para descrever o efeito de limitação pelo substrato temos os seguintes modelos:

DOURADO et al. (1987), propõem o seguinte modelo:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{\left(K_s + S + \frac{S^2}{K_4}\right)}$$

THATIPAMALA et al. (1992), propõem o seguinte modelo:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \left(\frac{S_{\max} - S}{S_{\max} - S_{\min}}\right)$$

onde:

S_{\max} - é a máxima concentração de substrato, acima da qual o microrganismo não consegue desenvolver

S_{\min} - é a concentração onde se inicia o efeito de inibição

Para descrever o termo de inibição pela concentração de células LEE et al. (1983), JARZEBSKI & MALINOWSKI. (1989) e MONBOUQUETTE (1992) utilizam o seguinte modelo:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m$$

O termo m indica quanto o termo de inibição afeta a taxa da reação.

Esta equação não é definida para concentrações de células maior que X_{\max} .

DOURADO et al. (1987) apresenta um resumo dos modelos matemáticos para fermentação alcoólica, propostos por vários autores a seguir:

* GHOSE & e THYAGI (1979)

Constantes

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_i}} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_L}\right)$$

$$K_S = 0.48$$

$$\mu_{\max} = 0.40$$

• características do modelo:

- efeito do substrato limitante (Monod)
- inibição pelo substrato (exponencial)
- inibição pelo produto (linear)
- relação linear entre μ e v

$$P_L = P_{\max} = 87$$

* SEVELY et al. (1980)

Constantes

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{K_p}{P + K_p} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_L}\right)$$

$$K_S = 5$$

$$\mu_0 = \mu_{\max} = 0.3$$

• características

- efeito do substrato limitante (Monod)
- sem inibição pelo substrato
- inibição pelo produto (parabólica)
- relação linear entre μ e v (lei de Luedeking-Piret)

$$P_L = P_{\max} = 85$$

* JIN, CHIANG e WANG (1981)

Constantes

$$\mu = \mu_{\max} \cdot e^{(-K_1 \cdot P)(-K_2 \cdot S)} \cdot \frac{S}{K_S + S}$$

$$K_S = 0.22$$

$$\mu_{\max} = 0.453$$

- características
- efeito substrato limitante (Monod)
- inibição pelo substrato (exponencial)
- inibição pelo produto (exponencial)
- relação entre μ e v não linear

* LEE, POULARD e COULMAN (1983)

Constantes

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{S + K_S} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m$$

$$K_S = 1.6$$

$$\mu_{\max} = 0.24$$

- características
- efeito substrato limitante (Monod)
- sem inibição pelo substrato
- inibição pelo produto (não linear generalizada)
- inibição pela concentração de células
- relação linear entre μ e v

$$P_{\max} = 90$$

$$X_{\max} = 100$$

$$n = 1$$

$$m = 1$$

* DOURADO et al. (1987)

Constantes

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \rho_S \cdot \rho_P$$

$$K_S = 0.2$$

$$\mu_{\max} = 1.2$$

- características
- limite em relação ao substrato (tipo Monod)
- limite em relação ao etanol (no início da fermentação)
- inibição pelo substrato (exponencial)
- inibição pelo etanol (exponencial)
- relação não linear entre μ e v

$$R = 4$$

$$P_L = P_{\max} = 105$$

JARZEBSKI & MALINOWSKI (1989) apresenta um modelo, considerando a perda da viabilidade celular, utilizado quando tem-se altas concentrações celular:

$$r_x = \mu_0 \left[1 - \left(\frac{P}{P_{m\acute{a}x}} \right)^{d1} \right] \cdot \left[1 - \left(\frac{X_I}{X_{m\acute{a}x}} \right)^{d2} \right] \cdot \frac{S \cdot X_v}{K_s + S}$$

onde:

$$X_t = X_v + X_d$$

X_v - Células Viáveis

X_d - Células Inativas (mortas)

2.3.3 - Efeito da temperatura nos parâmetros cinéticos

DALE et al. (1990) citam que a temperatura tem forte influência no valor da velocidade específica máxima de crescimento do microrganismo, e descreve a dependência seguindo a equação de Arrhenius.

Segundo VAN UDEN (1985), a tolerância ao etanol da *S. cerevisiae*, é função da temperatura. Seus resultados mostram que para temperaturas intermediárias às chamadas críticas inferior (12 °C) e superior (28 °C), a tolerância ao etanol se mantém constante. Acima da temperatura crítica superior, a tolerância cai drasticamente com o aumento da temperatura e para temperaturas abaixo da crítica inferior, tem-se também a queda da tolerância, acompanhando a queda da temperatura. A tolerância ao etanol pode ser associada aos valores do parâmetro $P_{m\acute{a}x}$.

2.4 - "Design" de Reatores

2.4.1 - Reator Batelada

Um reator batelada não tem alimentação nem efluente. O substrato é introduzido para iniciar a reação, e a conversão causa um decréscimo na concentração do substrato com o tempo.

O balanço geral para um reator é:

$$\text{acúmulo} = \text{entrada} - \text{saída} \pm \text{geração}$$

para um reator genérico o balanço geral torna-se :

$$\frac{d(VC_i)_1}{dt} = (F \cdot C_i)_0 - (F \cdot C_i)_1 \pm (r_i \cdot V)_1 \quad (1)$$

onde :

r_i - taxa de reação

C - concentração

F - vazão

V - volume do reator

para o reator batelada a equação é:

$$\frac{dC_i}{dt} = \pm r_i \quad (2)$$

$$\text{acúmulo} = \text{geração}$$

Esta equação pode ser integrada para uma expressão cinética particular, supondo uma reação de primeira ordem para o substrato tem-se:

$$r_s = k \cdot C_s \quad (3)$$

integrando a equação (3) vem:

$$\ln(C_s) = -k \cdot t + c_1 \quad (4)$$

c_1 = constante

Em geral r_i será uma função complexa dependente de vários parâmetros (concentração de substrato, células e produto), e a equação pode ser integrada através de métodos numéricos e analíticos usando-se o computador como ferramenta.

2.4.2 - Reator Batelada-Alimentada

Este tipo de reator é comum em fermentação, difere do reator batelada somente porque tem uma vazão de alimentação e seu volume pode aumentar com o tempo. Este tipo de operação é também conhecido como semi-batelada ou semi-contínuo e permite que o substrato seja alimentado continuamente durante a reação. No entanto, o tempo de reação é aumentado, e há um acúmulo de produto no tanque.

Para o substrato tem-se:

$$\frac{d(V \cdot C_s)}{dt} = F \cdot C_{s0} - r_s \cdot V \quad (5)$$

2.4.3 - Reator de Mistura Perfeita (CSTR)

No reator de mistura perfeita, temos uma vazão de alimentação e uma vazão de saída contínua, como mostra a Figura 02.

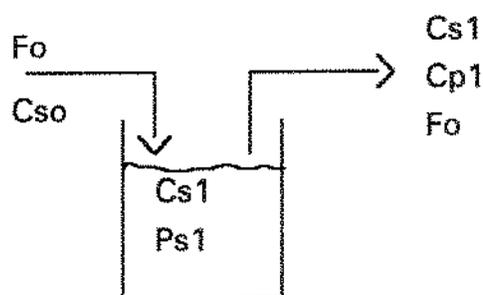


Figura 02 - Esquema do reator de mistura perfeita

Simplificando a equação global tem-se:

$$V \cdot \frac{dC_{s1}}{dt} = F \cdot (C_{s0} - C_{s1}) - r_{s1} \cdot V \quad (6)$$

rearranjando tem-se :

$$\frac{d(C_{s1})}{dt} = \frac{(C_{s0} - C_{s1})}{\tau} - r_{s1} \quad (7)$$

para o estado estacionário tem-se:

$$\tau = \frac{(C_{s0} - C_s)}{r_{s1}}$$

onde $\tau = V/F$

τ é o tempo de residência para que a concentração de substrato decresça de C_{s0} para C_s em um reator mistura perfeita. A equação acima refere ao substrato, em geral, a taxa de reação r_s depende da temperatura, pH, e concentrações de células e produto.

2.4.4 - Reator Tubular ou "Plug Flow"

O reator tubular é caracterizado pelas variações das concentrações dos componentes da reação da entrada até a saída, como mostrado esquematicamente na Figura 03. No ponto de alimentação a concentração é alta. A equação para o "design" ou análise de um reator tubular pode ser facilmente encontrado considerando que um elemento de fluido comporta-se como reator batelada durante sua passagem da entrada até a saída do reator. Neste reator pode-se assumir a mistura completa radialmente mas não axialmente. Somente o gradiente axial é considerado. Fazendo um balanço ao redor de um disco de fluido tem-se:



Figura 03 : Esquema de um reator tubular

$$V \cdot \frac{dC_s}{dt} = -r_s \cdot V \quad (8)$$

ou

$$\frac{dC_s}{dt} = -r_s \quad (9)$$

acúmulo = gerado

$$dt = -\frac{dC_s}{r_s} \quad (10)$$

portanto, o tempo de residência de um reator tubular é dado pela integral:

$$\tau = \int_{C_{s0}}^{C_p} \frac{dC_s}{r_s} \quad (11)$$

2.4.5- Comparação entre o reator CSTR e o reator Tubular

No reator CSTR ideal, tem-se concentrações constantes dentro do reator, e nele, as condições de saída são as condições de operação. No reator tubular, por outro lado, há um gradiente de concentração. Quando comparados para a mesma concentração de saída fica evidente que a média da concentração de substrato será maior para o reator tubular e a média da concentração do produto será maior para o CSTR.

ANDRIETTA (1994) fez uma avaliação gráfica dos tempos de residência para reatores tubulares e CSTR, e concluiu que o reator tubular necessita de um tempo de residência menor e portanto é de maior produtividade. Este mesmo autor mostra que para vários reatores CSTR em série o tempo de residência aproxima-se do tubular, e afirma que a utilização de reatores tubulares em fermentação alcoólica não é indicada devido as características do processo. A grande quantidade de gases produzidos durante a fermentação, não permite a formação de um fluxo do tipo pistonado no interior do reator, descaracterizando portanto este reator como tubular. As dificuldades práticas encontradas na utilização do reator tubular, deixa como alternativa a utilização de reatores de mistura perfeita ligados em série que elevam a produtividade do sistema, atingindo um comportamento semelhante ao plug-flow.

2.5 - Sistemas Especialistas

2.5.1 - Estrutura do sistema especialista.

Para um programa exibir "inteligência" ele deve ter acesso à grande quantidade de conhecimento e deve saber como manipular e usar o conhecimento.

O conhecimento deve ser representado dentro de um sistema especialista de modo que possa ser eficientemente utilizado e permita sua alteração sem dificuldades. A representação deve ser acessível e flexível. O sistema especialista deve ser apto a explicar as suas ações e conclusões.

Um sistema especialista tem duas partes principais:

- Um corpo de conhecimento que inclui fatos, regras e relações entre os fatos, estratégias e regras desenvolvidas da experiência;
- Um mecanismo que faz o procedimento que dá a solução do problema particular (inference engine - mecanismo de inferência).

A Figura 04 mostra esquematicamente as partes de um sistema especialista (ASENJO et al. 1989).

A base de conhecimento consiste de uma coleção de regras, fatos e modelos de comportamento, dentro do domínio do problema (equivalente a memória de longo termo). O conhecimento é codificado na forma de pares **antecedente-consequente** de regras **IF-THEN**. As incertezas no conhecimento são representadas por fatores de confiabilidade que podem variar de 0 a 100%.

O mecanismo de inferência usa a base de conhecimento e o contexto para solucionar o problema (equivalente a habilidade humana de solucionar problemas). Além destas duas partes principais, o sistema é ainda provido de um mecanismo que mantém permanentemente o sistema numa trilha para solucionar o problema (chamado "contexto", que é equivalente a memória de curto termo), uma interface para usuários, um sistema de explanação e um módulo de aquisição de dados. Diferente de outros programas de computador, que são bastante rígidos em sua estrutura, os sistemas especialistas permitem ao programador o incremento contínuo da base de conhecimento sem ter que modificar a estrutura do programa.

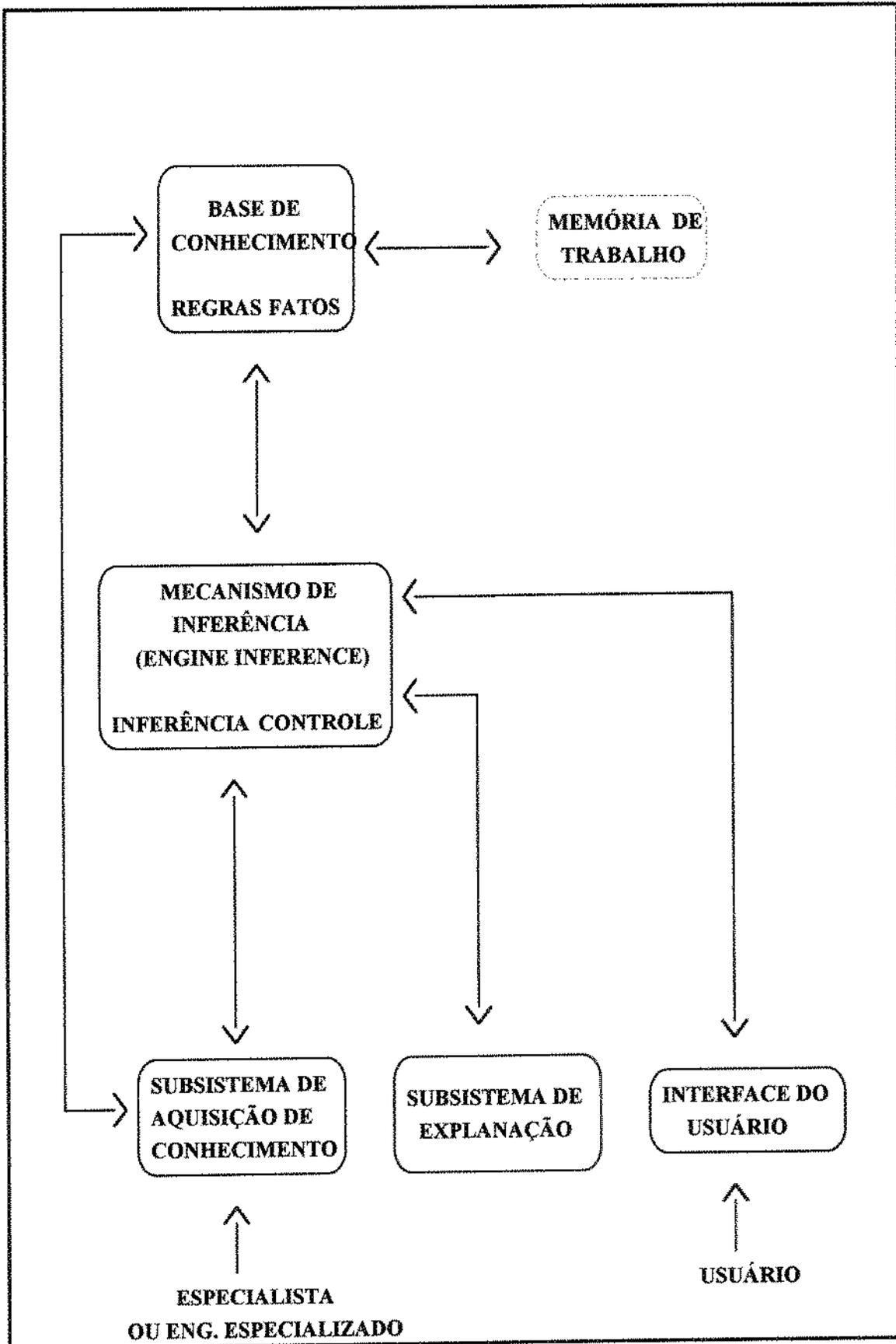


Figura 04 - Estrutura do sistema especialista

Da mesma forma, usando os fatores de confiabilidade junto com as regras IF-THEN, o sistema pode fornecer um número de soluções alternativas, o que elimina a rigidez de soluções únicas (MAUGERI & ASENJO 1992).

O mecanismo de inferência é um programa apto a associar partes do subsistema de aquisição de conhecimento com a base de conhecimento, controlando de forma progressiva até produzir uma solução aceitável. A base de conhecimento é controlada e operada pelo mecanismo de inferência. O mecanismo de inferência é separado da base de conhecimento, isto permite que ela seja alterada, estendida sem interferência na estrutura de controle global.

O subsistema de aquisição de conhecimento consiste de dados associados ao processo. O programa inicia com um número limitado de hipóteses e tenta validar cada uma examinando todos os fatores. A base de conhecimento é pesquisada para encontrar uma regra que conclua a hipótese inicial. O programa inicia com uma lista de fatos verídicos. Cada regra na base de conhecimento é testada para ver se todos os IF são contidos na lista de fatos conhecidos. Quando a regra é encontrada, o sistema aciona o THEN da regra da lista de fatos conhecidos.

Desde que uma regra (<RULE>), com validade condicional é encontrada, uma ação é executada e um fato (<fact>) é criado. A descrição da regra é adicionada racionalmente ao fato, de modo que ele seja apto a explicar porque e como chega-se a uma conclusão (PAPAFOTIOU et al.,1992).

Os principais passos no desenvolvimento de um sistema especialista mostrados na Figura 05, são (ASENJO et al.,1989):

1 - Identificação : envolve a identificação do tipo de conhecimento e recursos necessários, assim como os conceitos básicos de engenharia a serem utilizados. Indica que tipo de especialistas deverá ser consultado.

2 - Formalização : envolve a seleção de ferramentas apropriadas para construir o sistema especialista. O domínio em questão torna-se familiar do implementador do sistema especialista. Ele realiza contatos preliminares com o especialista.

3 - Implementação : consiste na codificação do conhecimento adquirido nos estágios prévios. Um protótipo é então desenvolvido.

4 - Testes e Refinamento : o protótipo é testado pelo especialista. As deficiências da base de conhecimento e do mecanismo de inferência são identificados.

O sistema deve ser flexível, iterativo, natural e transparente, e ter funções auto explicativas que justificam os resultados ao usuário. Uma das grandes vantagens do sistema especialista é não ser rígido, ao contrário é flexível, pode-se introduzir continuamente informações adquiridas ao longo do tempo à base de conhecimento, sem alterar o mecanismo de inferência, sendo assim ele é um sistema bastante dinâmico.

Hoje já existem desenvolvidos sistema "software" ou "shells" como Nexpert, Personal Consultant Plus (PC PLUS, Texas Instruments) ou Expert Systems Environment (ESE, IBM), que ajudam a desenvolver e organizar a base de conhecimento (aquisição de conhecimento) e também preparam o mecanismo de inferência.

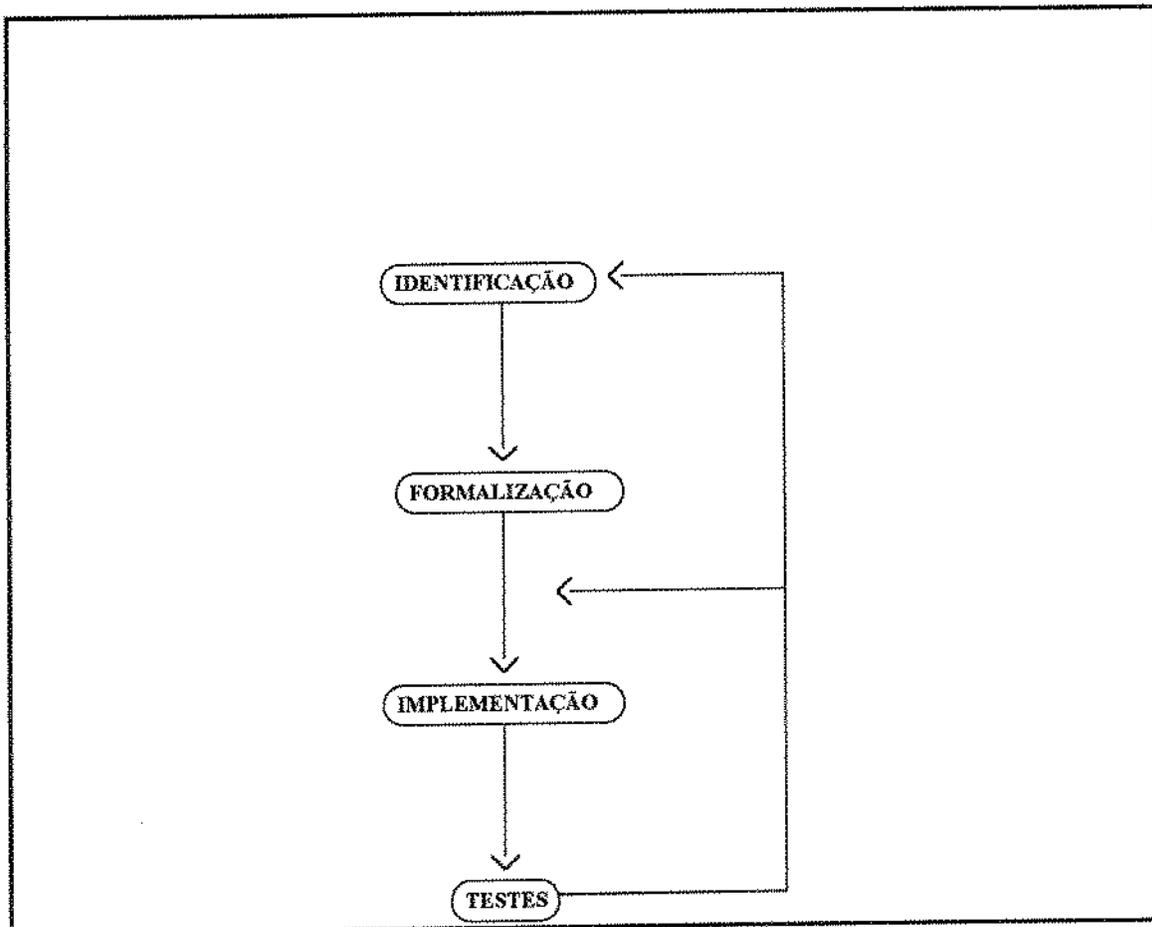


Figura 05 - Etapas no desenvolvimento do sistema especialista

2.5.2 - Representação do Conhecimento

É necessário organizar a estrutura lógica do conhecimento, e colocar o conhecimento em forma de regras que dão o caminho para que mecanismo de inferência possa usa-las. Na organização da estrutura lógica do conhecimento, seqüência de controle total no contexto de sistema de produção e detalhe da estrutura de base de dados devem ser determinados primeiro. Em sistema especialista a determinação da estrutura de conhecimento não deve ser difícil, e elas devem ser facilmente modificadas se necessário (NIIDA et al., 1986).

A relação primária entre as classes da hierarquia é uma relação tipo-subtipo (ou "is-a" - "é-uma"), ou ainda relação parte-subparte. Cada dado da hierarquia representa uma classe específica de dados, cujos atributos e métodos de inferência associados são juntados. A hierarquia facilita a organização dos dados (RAMESH et al., 1992).

A mais comum forma de regra é a **IF-THEN**. Ela consiste de duas partes, uma antecedente que lista a condição e uma conseqüente que estipula o que concluir ou como será a resposta, ou o próximo passo. Regras afetam a performance do sistema especialista crucialmente por dois caminhos: número de regras ("storage requirements") e tempo de execução. Fazendo cada regra uma possibilidade genérica, um grande domínio de conhecimento pode ser capturado por um pequeno número de regras poderosas (MAH et al., 1991).

Um esquema é necessário para representar as informações necessárias para o "design" de uma planta no computador. Conhecimento pode ser representado por vários caminhos, três estruturas básicas ajudam a controlar e organizar informações: frames, parâmetros (fatos) e regras (LAHDENPERA et al., 1989). Um frame é uma estrutura que prepara a coleção de vários tipos de dados sobre a base de conhecimentos. Usa-se frames para agrupar parâmetros e regras relacionadas ao problema que deseja-se resolver. Parâmetros são pedaços individuais de conhecimento, como temperatura e pressão. Regras expressam relações entre os parâmetros e conclusões sobre eles. Frames são classificados em uma hierarquia onde frames específicos herdam atributos associados a frames abstratos (gerais). Frames podem ser arranjados em hierarquias que correspondem a organização de dados da planta e que estocam dados muito compactadamente. Um frame pode representar por exemplo, uma bomba específica cujo tipo é definido.

2.5.3 - Metodologia de desenvolvimento de um sistema especialista

Uma metodologia usual para representar o conhecimento é baseado em vários elementos (BAÑARES-ALCÁNTARA & WESTERBERG, 1985):

- técnicas de entrevista;
- princípios para determinação da estrutura global do modelo;
- instrumentos para construção iterativa do modelo;
- modificação e teste do modelo;
- uso de procedimento e análises.

A metodologia de desenvolvimento de um sistema especialista tem as seguintes etapas:

(1) preparação inicial

- familiarização com o objeto de estudo;
- preparação do caso a ser estudado, que será coberto pelo sistema.

(2) "Design" do modelo inicial

- desenvolvimento da hierarquia inicial;
- identificação e organização dos fatores relevantes;
- escolha do tipo de conexão entre os espaços (OR, NOT, AND, RULES);
- seleção de valores numéricos para parâmetros;
- que forma as questões serão perguntadas (seu formato);
- que tipo de resposta será dado (YES, NO, valores, respostas literais).

(3) Instalação do modelo e construção do sistema

- testes das primeiras regras;
- testes do fluxo básico de controle;
- teste do modelo;
- complementação e descrição do modelo.

(4) Performance e análise

- precisão e consistência do sistema no julgamento/resposta as questões;
- precisão com respeito a incerteza nas observações, e com respeito a variações nos valores dos parâmetros.

(5) Revisão do modelo

- identificação de seções que necessitam de melhoramento.

2.5.4 - Sistema especialista em bioprocessos

Inteligência artificial está sendo aplicada em diferentes áreas da biotecnologia. A técnica mais utilizada nesta área é sistema especialistas. Recentemente, algumas aplicações de sistemas especialistas em automação, supervisão e "design" de unidades na biotecnologia tem sido publicados, KARIM e HALME (citado por HITZMANN et al., 1992) desenvolveram um sistema especialista para análise, diagnóstico de falhas e mau funcionamento e otimização "online" de processos fermentativos. A principal função deste sistema é ajudar operadores e melhorar as condições do processo fermentativo com mínimo de supervisão. NAKAMURA (citado por HITZMANN et al. 1992) aplicou lógica "fuzzy" para o controle da concentração de açúcar, para obter uma faixa desejada durante a produção do ácido glutâmico em batelada. SIIMES et al. (1992) desenvolveram um sistema especialista utilizando lógica "fuzzy" orientada para objeto para controlar uma planta de fermentação. Os principais elementos do sistema consiste de um mecanismo de inferência, uma base de dados, uma base de conhecimento e um avaliador de expressão. O avaliador de expressão calcula a taxa específica de crescimento, substrato e formação de produto em diferentes estados fisiológicos. DAVIDSON (1994) desenvolveu um sistema especialista para ajudar operadores tomarem decisões e implementar o controle em processos alimentícios. VINTER et al. (1992) desenvolveram o sistema especialista "FERMEXPERT", para controle de processo fermentativo, e a aquisição de dados é feita em tempo real "on-line" e "off-line", existe um editor e uma livreria de equações para fermentação tipo batelada, batelada alimentada ("fed-batch") e contínua.

MAUGERI FILHO & ASENJO (1992) desenvolveram um protótipo de um sistema especialista, uma interface e criam base de dados com as principais propriedades de proteínas contaminantes. O sistema especialista seleciona a seqüência ótima de equipamentos para separação e purificação de proteínas.

LAPORTE et al. (1989) apresentam um protótipo de um sistema especialista chamado BIOEXPERT para controlar uma planta de tratamento de resíduos com aplicações em falhas, mal funcionamento e diagnóstico da planta. RECKNAGEL et al. (1994) apresentam um sistema especialista híbrido para utilização em controle de lagos e reservatórios; o "shell" Nexpert Object foi utilizado. O sistema faz a interface em três níveis : interface geográfico com mapas e regiões consideradas, um modelo de simulação e a base de dados HIDA e uma interface para consultar a base de conhecimento sobre os problemas da qualidade dos lagos.

3 - METODOLOGIA

3.1 - Descrição do processo

O processo de fermentação alcoólica contínua pode ser dividido em três partes, como pode ser observado na Figura 01:

- unidade de tratamento ácido;
- unidade de separação de células de leveduras;
- fermentadores.

Ao mosto é adicionado o reciclo, que contém as células de levedura que já sofreram o tratamento ácido (fermento tratado). Esta mistura é então enviada aos fermentadores. A fração entre o volume de fermento tratado e o volume total de alimentação dos fermentadores é chamada de taxa de reciclo.

Após ocorrida a transformação dos açúcares em etanol, o vinho fermentado contendo células de levedura (vinho bruto) é enviado para a unidade de separação. Esta unidade é constituída de separadoras centrífugas de pratos que trabalham a uma velocidade angular em torno de 8000 rpm. Estas separadoras recebem o vinho bruto contendo de 30 a 45g de células (MS) por litro de vinho e fornece dois produtos: uma fase leve e outra fase pesada. A fase pesada contendo entre 160 a 200g de células por litro é chamada de leite ou creme de levedura. Este creme é enviado para a unidade de tratamento ácido. A fase leve, praticamente isenta de células de levedura (concentração máxima permitida 3 g de células por litro) é chamada de vinho de levedura. Este é enviado ao tanque pulmão da unidade de destilação, também chamada de dorna volante.

A unidade de tratamento ácido é constituída de 3 ou 4 tanques denominados cubas, equipados com sistemas de agitação por injeção de ar. O tratamento é contínuo e consiste em se receber o creme de levedura na primeira cuba, diluído com água de boa qualidade geralmente na proporção de: 1 de creme para 1 de água. Em seguida ajusta-se o pH do creme diluído a 2,0 - 2,5 utilizando ácido sulfúrico concentrado.

O volume total das cubas é suficiente para se obter um tempo de tratamento entre 1 e 2 horas.

O meio de alimentação (mosto) é constituído geralmente de uma mistura de caldo tratado e melação proveniente da fabricação de açúcar. O caldo de cana-de-açúcar enviado para a destilaria, geralmente recebe um tratamento que consiste basicamente em um aquecimento seguido por uma decantação. Com isto, pretende-se eliminar sólidos insolúveis tais como terra, bagacilho, etc presentes neste. De uma forma geral, não se usa adicionar nutrientes ao meio de alimentação (mosto).

3.2 - Modelo Cinético

O modelo cinético utilizado neste trabalho é o sugerido por LEE et al. (1983). Este modelo foi escolhido após vários testes em unidades industriais que indicaram que este descreve bem o comportamento do processo nas condições industriais brasileiras e sua forma algébrica é:

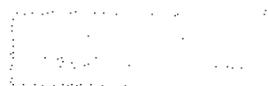
$$\mu = \mu_{\max} \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^N \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^M \left(\frac{S}{S + K_s}\right) \quad (1)$$

Este modelo é derivado do modelo de Monod, portanto sua aplicação fica restrita aos casos onde se assume crescimento balanceado e portanto aplicável a processos contínuos de fermentação alcoólica no estado estacionário, onde esta consideração é razoável.

A influência da temperatura sobre a velocidade específica de crescimento do microrganismo não é considerada diretamente no modelo como os demais termos. Como esta é uma grandeza física, é recomendado determinar seu efeito sobre os parâmetros cinéticos, principalmente aqueles relacionados com a resistência da levedura ao etanol.

Seguindo o comportamento da *S. cerevisiae* com relação a tolerância ao etanol citado por VAN UDEN (1985), propôs-se o seguinte comportamento para o valor de P_{\max} em relação a temperatura:

- abaixo da temperatura crítica superior, P_{\max} é constante e seu valor é igual ao correspondente a temperatura crítica superior; e
- acima da temperatura crítica superior, o valor de P_{\max} decresce exponencialmente com o aumento da temperatura, segundo a equação (2)



Seguindo o critério proposto por VAN UDEN (1985), ANDRIETTA (1994) determinou o seguinte modelo para correlacionar a tolerância do etanol com relação a temperatura :

$$P_{MÁX} = K_0 \cdot e^{-aT} \quad (2)$$

Ensaio realizados no laboratório de Bioengenharia da Faculdade de Alimentos da Universidade de Campinas, mostraram que para a levedura testada a temperatura crítica superior está próxima dos 32 °C.

Para efeito da temperatura na velocidade de crescimento utiliza-se a equação de Arrhenius sugerida por DALE et al. (1990).

$$\mu_{MÁX} = A \cdot e^{\left(\frac{-E}{RgT}\right)} \quad (3)$$

3.2.1 - Parâmetros Cinéticos

Por serem características do microrganismo e do meio de cultivo utilizado nos ensaios de obtenção, os valores dos parâmetros cinéticos encontrados na literatura variam bastante de um trabalho para outro. Os parâmetros cinéticos dependem de vários fatores e são uma característica do microrganismo e do meio de cultivo utilizado.

Os valores dos parâmetros cinéticos utilizado, são aqueles citados por ANDRIETTA & STUPIELLO, (1990). Estes valores foram encontrados tentando reproduzir em laboratório as condições industriais, e mais tarde foram ajustados com dados de unidades industriais operando em batelada-alimentada.

Os valores destes parâmetros estão contidos na Tabela 3.

Tabela 3: Valores dos parâmetros cinéticos válidos para a temperatura de 32°C

PARÂMETROS	VALORES
μ_{max}	0.41 l/h
P_{max}	103 g/l
X_{max}	100 g/l
n	3.0
m	1.0
$Y_{p/s}$	0.445
$Y_{x/s}$	0.033

As constantes que relacionam o valor de P_{max} com a temperatura foram estimados através de dados experimentais que expressam a tendência do comportamento deste parâmetro com a temperatura. Os valores destas constantes estão mostrados na Tabela 4.

Para temperaturas abaixo de 32 °C, o valor de P_{max} é considerado constante e igual ao de 32 °C.

As constantes que relacionam μ_{max} com a temperatura estão contidos na Tabela 5. O valor da energia de ativação (E) foi determinado por DALE et al. (1990) e o valor da constante A foi ajustado para se obter valores compatíveis com aqueles encontrados para a *S. cerevisiae* em cultivo com células livre.

Tabela 4: Valores das constantes da equação (2)

CONSTANTES	VALORES
K_0	895.6 g/l
a	-0.0676 l/ °C

Tabela 5: Valores das constantes da equação (3)

CONSTANTES	VALORES
E	$1.54 \cdot 10^4$ cal/mol
A	$4.50 \cdot 10^{10}$

3.3 - Definição e modelagem do reator

Neste trabalho foi utilizado reatores de mistura perfeita ligados em série, cada um contendo um trocador de calor para resfriamento. As vazões de fluido reagente e de resfriamento no trocador foram consideradas iguais. O número de reatores poderá variar seguindo a preferência do usuário (opções de 2 a 5 reatores).

Um fluxograma esquemático contendo as nomenclaturas das correntes de um reator de mistura perfeita é mostrado na Figura 6.

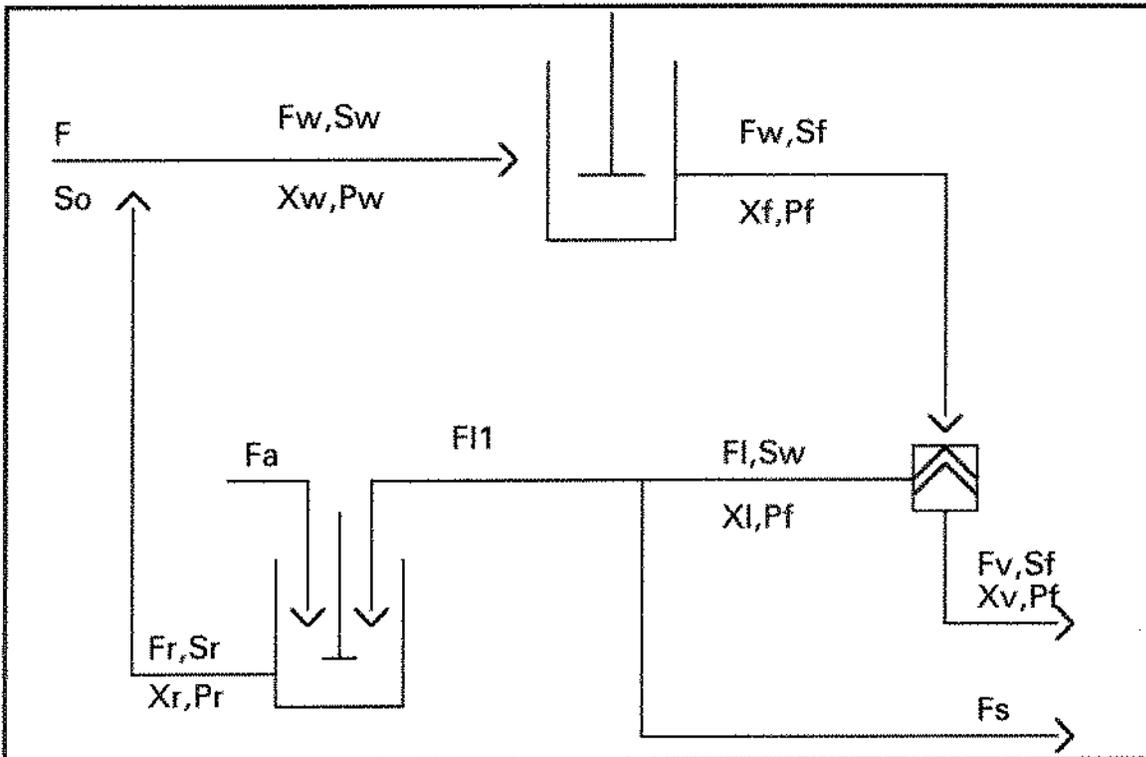


Figura 6: Fluxograma esquemático da unidade de fermentação com reatores de mistura

A variação do valor de K_s em relação às diferentes composições do mosto foi obtido em laboratório e em experiências industriais, onde variou-se a percentagem de mel no caldo. Com os dados obtidos, encontrou-se uma correlação para o valor de K_s :

$$K_s = 2.1 - 2.483 \cdot x + 3.083 \cdot x^2 \quad (4)$$

onde x é a percentagem de açúcar proveniente do mel ao caldo. Para $x = 0$ (caldo) K_s é 2.1 e para $x = 100$ (mel) K_s é 2.7.

Existe duas alternativas para se fazer o balanço de massa: um utilizando como dado de entrada a vazão de meio de alimentação (mosto) e outro utilizando a produção de etanol desejada. A seguir as respectivas equações de balanço:

(a) Considerando a vazão de meio de alimentação (mosto) :

$$F_w = \frac{F}{(1-R)} \quad (5)$$

$$F_R = F_w - F \quad (6)$$

$$F_{II} = \frac{F_r \cdot X_r}{X_l} \quad (7)$$

$$F_a = F_r - F_{II} \quad (8)$$

$$F_v = F_w \cdot \frac{(X_L - X_F)}{(X_L - X_V)} \quad (9)$$

$$F_l = F_w - F_v \quad (10)$$

$$F_s = F_l - F_{II} \quad (11)$$

$$S_r = \frac{F_{II} \cdot S_f}{F_r} \quad (12)$$

$$S_w = \frac{(F_R \cdot S_r + F \cdot S_0)}{F_w} \quad (13)$$

$$P_r = \frac{F_{II} \cdot P_f}{F_r} \quad (14)$$

$$P_w = \frac{(F_r \cdot P_r)}{F_w} \quad (15)$$

(b) Considerando a produção de etanol :

$$F_v = \frac{P_d \cdot 0.79 \cdot 1000}{P_f \cdot 24} \quad (16)$$

$$F_l = \frac{F_v \cdot (X_f - X_v)}{(X_l - X_f)} \quad (17)$$

$$F_w = F_v + F_l \quad (18)$$

$$F_r = R \cdot F_w \quad (19)$$

$$F = F_w - F_r \quad (20)$$

$$F_{ll} = \frac{F_r \cdot X_r}{X_l} \quad (21)$$

$$X_w = \frac{F_r \cdot X_r}{F_w} \quad (22)$$

$$S_w = \frac{(P_f - P_w) + Y_{P/s} \cdot S_f}{Y_{P/s}} \quad (23)$$

$$S_0 = \frac{F_w \cdot S_w - F_r \cdot S_r}{F} \quad (24)$$

As equações para F_s, F_a, P_r, S_r e P_w são as mesmas nas duas situações.

Sabendo-se que:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (25)$$

$$Y_{x/s} = \frac{dX / dt}{dS / dt} \quad (26)$$

$$Y_{p/s} = \frac{dP / dt}{dS / dt} \quad (27)$$

Fazendo um balanço de massa em relação a células de levedura, tem-se:

$$V \cdot \frac{dX}{dt} = F_w \cdot X_w - F_f \cdot X_f + r_x \cdot V \quad (28)$$

no estado estacionário tem-se:

$$\frac{F_w}{V} = \mu \cdot \frac{X_f}{(X_f - X_w)} \quad (29)$$

substituindo a equação do modelo cinético (1) na equação (29), vem:

$$\frac{F_w}{V} = \mu_{\max} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m \cdot \left(\frac{S}{S + K_S}\right) \cdot \left(\frac{X_f}{X_f - X_w}\right) \quad (30)$$

Considerando $Y_{p/s}$ constante para as condições de operação do reator, a integração das equações (26) e (27) resulta em:

$$X_f = Y_{X/s} \cdot (S_w - S_f) + X_w \quad (31)$$

$$P_f = Y_{P/S} \cdot (S_w - S_f) + P_w \quad (32)$$

Com as equações (30), (31) e (32), conhecendo-se a conversão requerida e a vazão de alimentação, obtém-se o volume de reator necessário. Em sistemas com mais de um reator, estas equações devem ser resolvidas para cada um deles e as concentrações da saída do anterior são as de entrada do posterior.

3.4 - Definição dos trocadores de calor utilizados no resfriamento dos reatores

Os trocadores retiram calor do reator, com o objetivo de manter a sua temperatura constante. O fluido de resfriamento utilizado é a água a temperatura ambiente.

Os trocadores podem ser de placas ou casco e tubo (multi tubular). Dependendo do tipo de trocador tem-se um coeficiente global de troca térmica (U):

casco e tubo - $U = 900 \text{ kcal h}^{-1}\text{C}^{-1}\text{m}^{-2}$

placas - $U = 3500 \text{ kcal h}^{-1}\text{C}^{-1}\text{m}^{-2}$

O trocador de placas tem maior eficiência de troca térmica, portanto um coeficiente maior.

Fazendo-se um balanço de energia para o reator i ilustrado na Figura 7 abaixo tem-se:

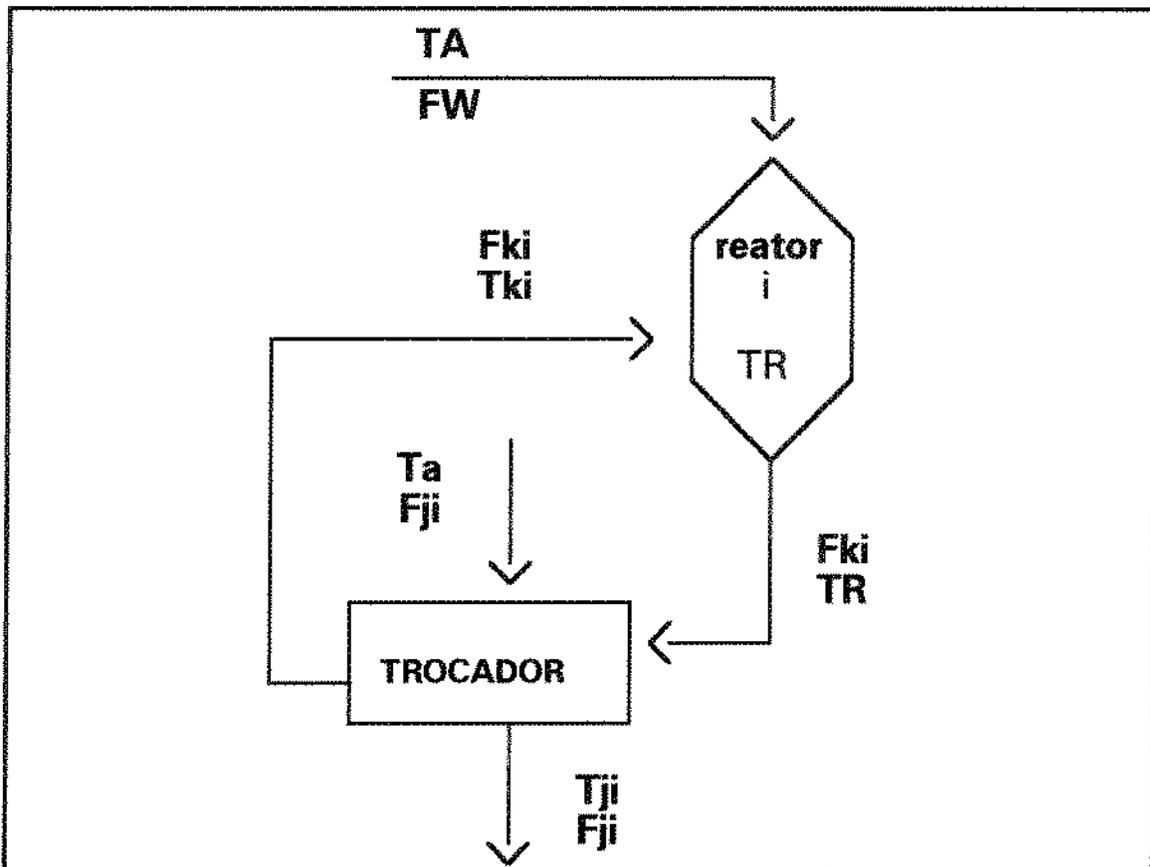


Figura 7 : Esquema de um reator com um trocador para resfriamento

$$T_a \cdot F_w \cdot \rho \cdot c_p + F_{ki} \cdot T_{ki} \cdot \rho \cdot c_p - F_{ki} \cdot T_R \cdot \rho \cdot c_p = \frac{r_x \cdot V \cdot \Delta H}{Y_{x/s}} + T_R \cdot F_w \cdot \rho \cdot c_p \quad (32)$$

simplificando tem-se:

$$T_{ki} = T_R + \frac{r_x \cdot V \cdot \Delta H}{Y_{x/s} \cdot F_{ki} \cdot \rho \cdot c_p} + \frac{F_w \cdot (T_R - T_a)}{F_{ki}} \quad (33)$$

fazendo um balanço de energia no trocador vem:

$$T_{ji} = T_a + \frac{F_{ki} \cdot \rho_{ki} \cdot c_{pki} (T_R - T_{ki})}{F_{ji} \cdot \rho_{ji} \cdot c_{pji}} \quad (34)$$

agora, fazendo-se um balanço de energia no trocador encontramos a área de troca térmica necessária:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMDT} \quad (35)$$

$$A = \frac{F_{ki} \cdot \rho_{ki} \cdot c_{pki} (T_R - T_{ki})}{U \cdot LMDT} \quad (36)$$

LMDT é a média logarítmica da diferença de temperatura:

$$LMDT = \frac{(T_R - T_{ji}) - (T_{ki} - T_a)}{\ln \frac{(T_R - T_{ji})}{(T_{ki} - T_a)}} \quad (37)$$

A vazão de fluido reagente e de fluido de resfriamento são iguais, para possibilitar a implantação de um sistema de retro lavagem do trocador (somente para trocador a placa).

3.5 - Definição do trocador para tratamento de caldo

Quando o usuário decide pelo tratamento do caldo, este será aquecido a 105 ° C, decantado e posteriormente resfriado. Esta operação visa retirar sólidos insolúveis do mesmo. O aquecimento é feito através de trocador de calor que poderá utilizar vapor de escape, vegetal ou vapor das caldeiras.

Para o cálculo do calor de vaporização, utilizou-se a expressão citada por REID et al. (1977):

$$\frac{\Delta H_v}{R \cdot T_c} = 7.08 \cdot (1 - Tr)^{0.354} + 10.95 \cdot W \cdot (1 - Tr)^{0.456} \quad (38)$$

onde ΔH é dado em Kcal/Kgmol

Através de um balanço de energia, calcula-se a quantidade de vapor necessário para aquecer o caldo, a equação encontrada é a seguinte:

$$m_{\text{vap}} = \frac{F \cdot \rho \cdot c_p \cdot (105 - T_A)}{\Delta H_v} \quad (39)$$

e a área de troca térmica é encontrada através da seguinte equação :

$$A = \frac{F \cdot \rho \cdot c_p \cdot (105 - T_A)}{U \cdot \text{LMDT}} \quad (40)$$

3.6 - Definição do volume de cuba para tratamento ácido

Para se determinar o volume das cubas, deve-se conhecer o tempo de tratamento do fermento, que poderá ser de 1 ou 2 horas e também o número de cubas de tratamento desejado que poderá ser 3 ou 4 cubas. O volume das cubas serão iguais, e a equação para cálculos é o seguinte:

$$V_{\text{cuba}} = \frac{Fr}{n^{\circ} \text{ cubas}} \cdot t_{tr} \quad (41)$$

3.7 - Definição do número de centrífugas

Para se determinar o número de centrífugas, deve-se escolher a capacidade nominal das centrífugas, e usar um coeficiente de segurança de 30%. O número obtido é arredondado para o número superior. A equação para o cálculo do número de centrífugas é o seguinte:

$$n^{\circ} \text{ centrifugas} = \frac{F_w}{F_{\text{centr}} \cdot 0,7} \quad (42)$$

4 - Desenvolvimento do sistema especialista e resultados

4.1 - Desenvolvimento do Sistema

Para o desenvolvimento da base de conhecimento, foram feitas visitas a destilarias que trabalham com fermentação contínua e em especial a Usina Guarani em Severínia (SP), onde existe uma planta em que foi baseado este sistema.

Foram feitas consultas a especialistas que trabalham na área, para aquisição das regras heurísticas (práticas) e formação da base de conhecimento. Com a aquisição do conhecimento através das entrevistas, foram identificados os fatores relevantes, no projeto de uma usina.

Após a coleta de dados, teve início a estrutura do banco de dados, isto é a Base de Conhecimento. Primeiramente foram formuladas as questões para os dados de entrada do sistema, escolhidos as faixas de valores padrões ("default") das variáveis que serão questionados aos usuários, e os problemas que variações nestes parâmetros acarretariam ao processo.

Utilizou-se o "shell" PcPlus da Texas Instruments para o desenvolvimento do sistema. O sistema foi estruturado em um frame (Equipm) e um sub-frame (Volume). O frame trata das questões relativas ao mosto e ao processo, número de cubas, tratamento de caldo, composição do mosto e chega a conclusões sobre equipamentos de separação de sólidos que serão utilizados no processo. O sub-frame trata das questões relativas aos dados de entrada como: concentrações de células em linhas do processo, vazão de alimentação ou produção de etanol, taxa de reciclo, temperaturas, tipo de trocador de calor, faz a interface com o programa em linguagem executável para o cálculo do volume dos reatores, várias vazões do processo, área de troca térmica dos trocadores, vazões de fluido refrigerante e volume das cubas.

Foram construídas as primeiras regras, para dados de entrada, mensagens e "Help" explicando a importância destes parâmetros no processo, suas implicações sobre produtividade, volume dos reatores, consumo de ácido, custo de instalação, custo de equipamentos periféricos (centrífugas, aparelhos de destilação, cubas de tratamento ácido). Nesta etapa escolheu-se o tipo de parâmetro (Yes/ No, Value, Positive Number, Singlevalue, ask-all ...), como apareceriam as perguntas no sistema (formato), e sua ordem de apresentação. No PcPlus existe parâmetros específicos chamado parâmetro

"Goal", todo frame ou subframe tem que ter pelo menos um parâmetro "Goal", estes parâmetros são os que darão as conclusões ao sistema. Todos os "Goal" aparecem nas conclusões finais do sistema. O subframe tem acesso a todos os parâmetros do frame.

Na Figura 8 tem-se uma representação das perguntas feitas ao usuário do sistema, nestas perguntas contém geralmente as variáveis do processo e as sugestões do sistema que são baseadas em dados de simulações, limitações industriais, e custo de instalação.

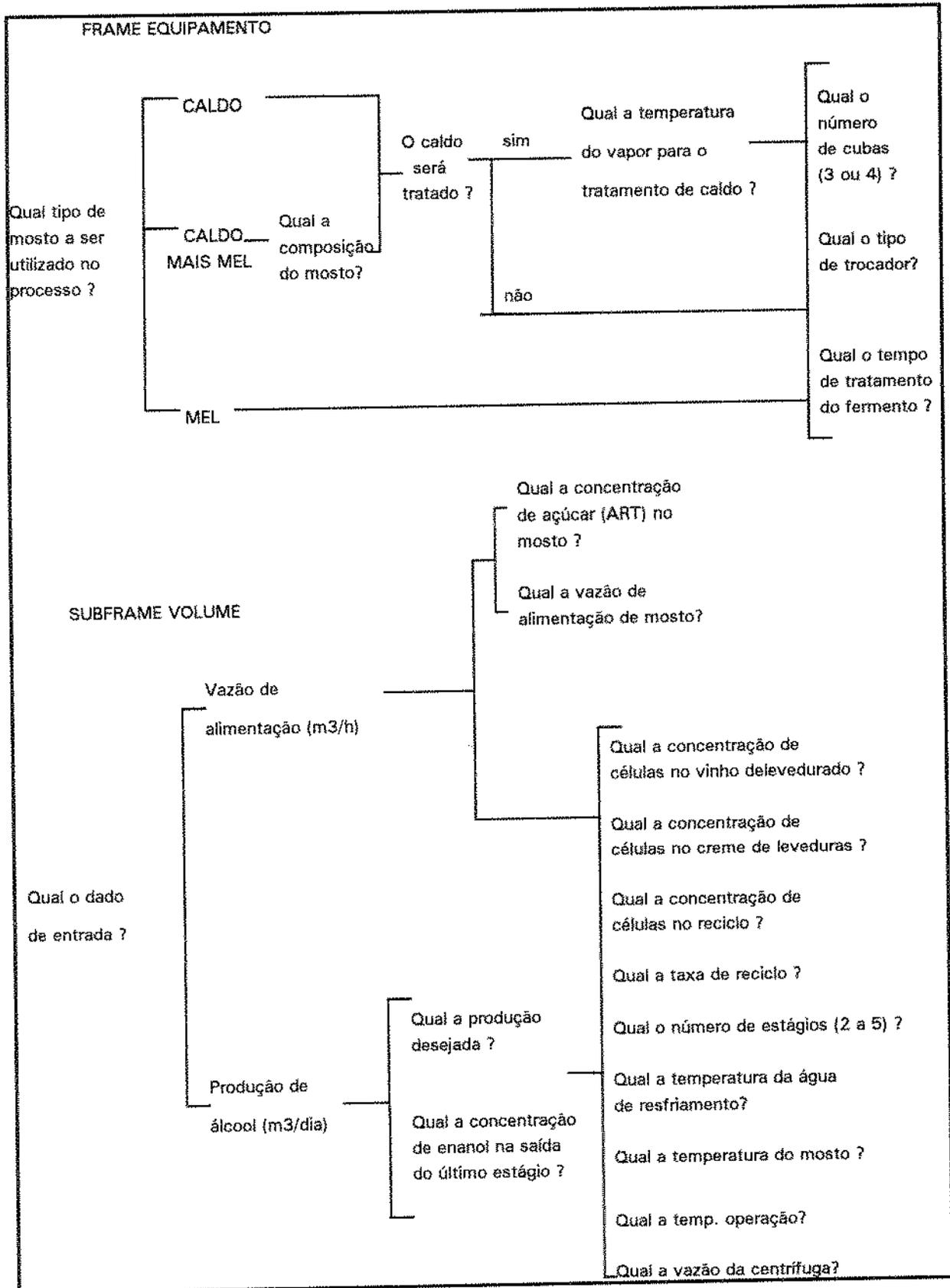


Figura 8 : Fluxograma das questões feitas ao usuário

4.2 - Descrição do sistema, parâmetros e resultados

Tipo de mosto : MOSTO

O parâmetro mosto pode ter três opções : caldo, caldo mais mel e mel. Recomenda-se utilizar uma composição mista de caldo mais mel. É necessário uma composição mista, porque o mel contém importantes macronutrientes (fósforo, potássio, ferro, fontes de nitrogênio, aminoácidos...), vitaminas e sais minerais, sendo que os aminoácidos são absorvidos diretamente pelas leveduras.

Quando escolhe-se somente caldo, ou composição de 0 a 35 % de açúcar vindo do mel, não tem-se um meio ideal para as leveduras se desenvolverem, pois pode haver carência de alguns nutrientes. O sistema então indica que o usuário deverá adicionar macronutrientes ao processo. Neste caso tem-se um K_s maior do que em relação ao ótimo e portanto menor taxa de reação. O menor K_s é obtido com a composição 40 % do açúcar sendo proveniente do mel, e o maior é conseguido quando utiliza-se somente mel.

Quando escolhe-se somente mel, o sistema indica que haverá incrustação nos aparelhos de destilação devido a alta concentração de cálcio e magnésio existentes no mel. O sistema recomendará a retirada dos íons para evitar estes problemas, através de aquecimento a 121 °C por 30 minutos com a adição de fosfato monoácido de sódio 0,5 g/l e posterior decantação. Com mel obtém-se o maior K_s e portanto a menor afinidade com o substrato o que implicará em menores taxas de reação e menores produtividades, isto ocorre devido ao aumento na concentração de inibidores. As variações da produtividade com a concentração podem ser observadas na Figura 9, observou-se que a máxima produtividade é conseguida na composição de 40% do açúcar vindo do mel.

Quando utiliza-se caldo ou caldo mais mel sem tratamento é necessário a retirada de sólidos do processo como terra e bagacilho, pois estes acarretam desgaste nas centrífugas, aumento do consumo de ácido e diminuem a eficiência do processo. Sistemas eficientes de retirada de sólidos devem ser adotados para evitar acúmulo destes no fundo dos reatores, aumentando os riscos de contaminação. O pouco sólido que continua no processo vai aumentando sua concentração com o decorrer do tempo, pois o processo de fermentação contínua tem como característica acumular sólidos (leveduras).

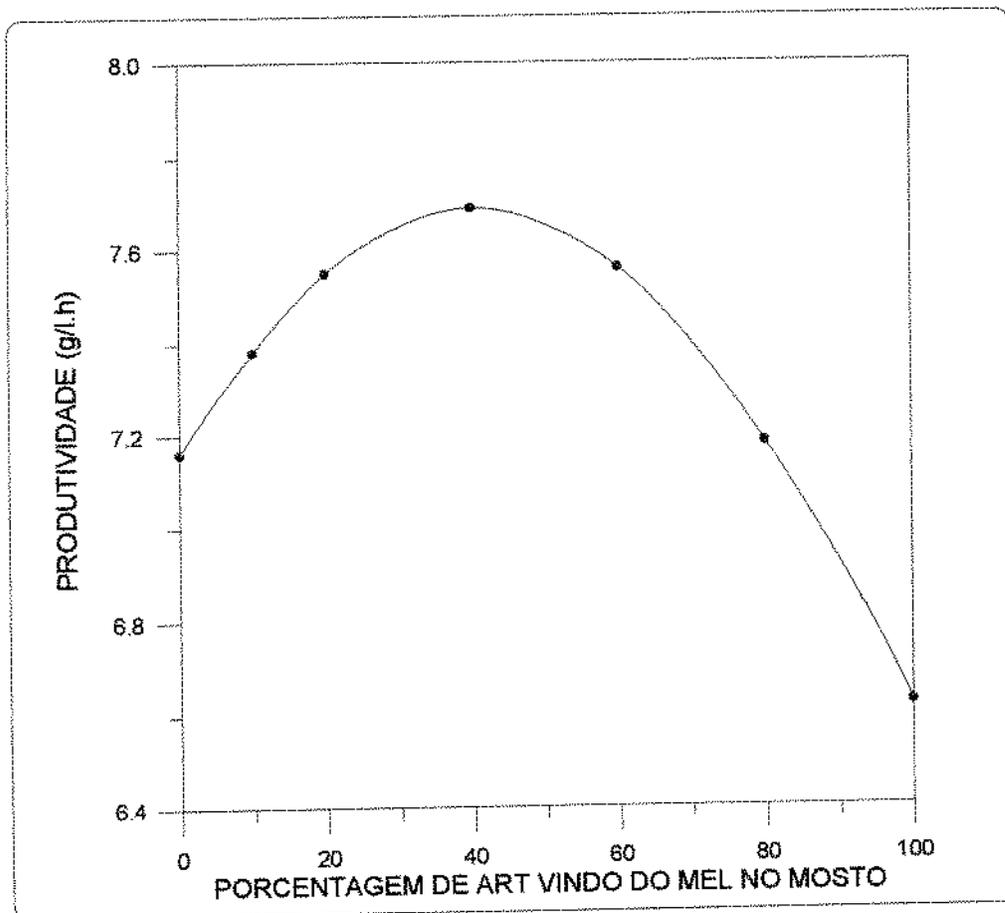


Figura 09 : Variação da porcentagem de ART proveniente do mel no mosto com a produtividade do sistema

Obs: Nas simulações foram utilizadas as seguintes condições:

Vazão de alimentação : 100 m³/ h

Concentração de ART : 180 g/l

Concentração de células no creme : 180 g/l

Concentração de células no reciclo : 90 g/l

Concentração de células no vinho delevedurado : 3 g/l

Taxa de reciclo : 0.3

Número de estágios : 4

Temperatura do mosto na entrada : 29 ° C

Temperatura de operação do reator : 33.5 ° C

Temperatura da água de resfriamento : 29 ° C

Nas Figuras 19 e 20 a temperatura do mosto utilizada foi de 27° C e a temperatura da água de resfriamento de 26° C.

Composição do mosto : Parâmetro : COMP

Quando escolhe-se uma composição mista de caldo mais mel o sistema pergunta a proporção de ART proveniente do mel no mosto. Este parâmetro é usado para se determinar K_s através de uma correlação empírica (equação 4, capítulo 3). O sistema envia para o programa o valor da composição e então o valor de K_s é calculado. Recomenda-se utilizar a composição de 40% do açúcar vindo do mel e 60 % do açúcar vindo do caldo. Esta composição foi retirada de experiência prática das usinas. Na Figura 10 apresenta-se variação da produtividade com o número de reatores para as três composições. Fica evidente pela Figura que para 4 reatores e uma composição de 40 % de ART proveniente do mel consegue-se uma maior produtividade.

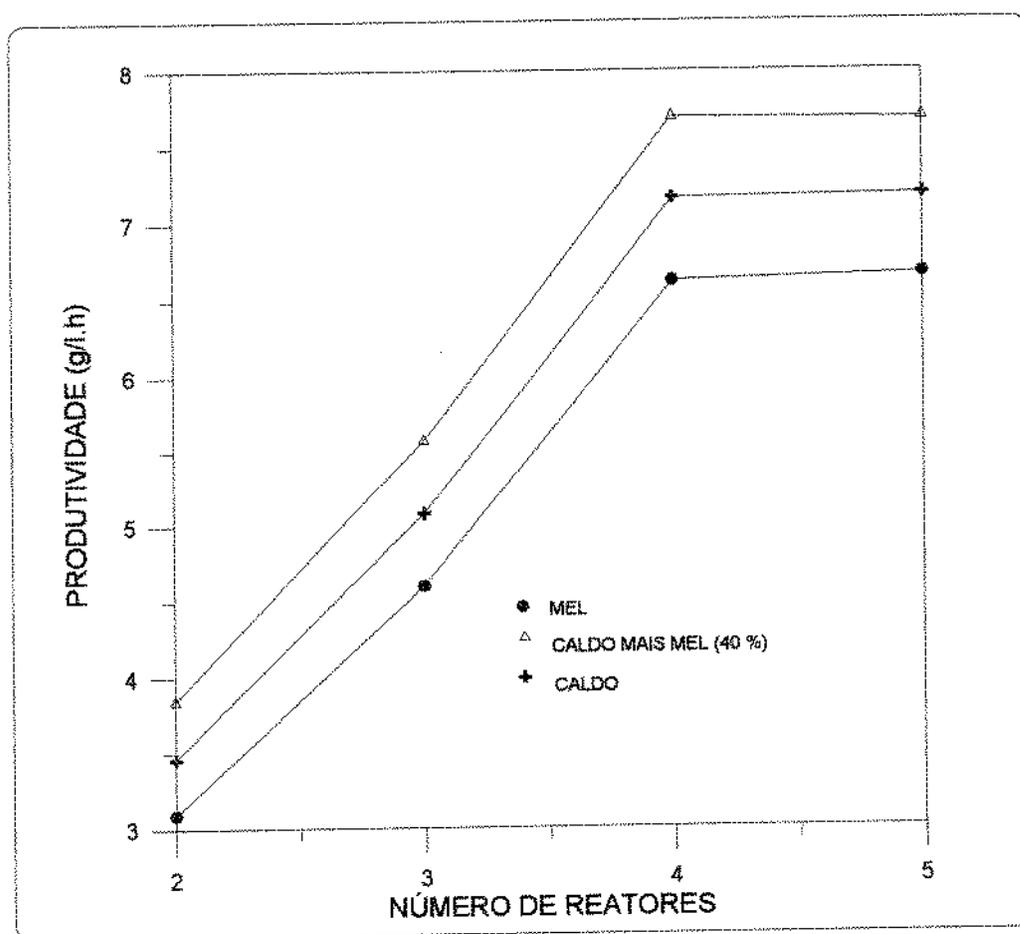


Figura 10 : Variação da produtividade com o número de reatores e com o tipo de mosto

Tratamento de caldo : parâmetro : CALDO

Quando a opção escolhida é o parâmetro mosto igual a caldo ou caldo mais mel, o sistema questiona se haverá tratamento de caldo ou não. O sistema recomenda fazer o tratamento, mas a opção é do usuário. O tratamento é para retirada de sólidos insolúveis e consiste na elevação da temperatura do caldo a 105 °C, decantação dos sólidos insolúveis e posterior resfriamento. O aquecimento será feito com trocadores de calor que poderão utilizar vapor de escape, vegetal ou vapor das caldeiras para o aquecimento. Neste caso o sistema recomendará a instalação de um decantador de bandejas. Isto deve assegurar juntamente com o tratamento que não haverá sólidos no processo. Deve-se retirar os sólidos do caldo antes que este entre no processo, pois, esta operação é muito mais simples quando comparada àquela que visa eliminar sólidos do processo.

No caso de entrada de sólidos no processo deve-se evitar sua deposição no fundo dos reatores, pois isto favorece o crescimento de bactérias e leveduras contaminantes. O principal problema gerado pela entrada de sólidos no processo é a queda de eficiência das centrífugas. Quando ocorre depósito de sólidos no fundo dos reatores, pode-se recorrer a purgas para minimizar o problema, no entanto, há grande perda de levedura junto com os sólidos depositados, principalmente no primeiro reator. A purga só ameniza o problema já que não consegue retirar todo o sólido, e mesmo que este esteja em pequena quantidade, ao chegar nas centrífugas ele voltará com o creme de levedura, e não sairá do processo. Uma maior quantidade de sólidos suspensos implicará no aumento da quantidade de ácido no tratamento, pois eles atrapalham o desempenho das centrífugas. Devido a isto e para ter-se uma boa eficiência fermentativa e um nível de contaminação menor é imprescindível a retirada dos sólidos do processo. O sistema recomenda em todas as condições a utilização de reator de fundo cônico 60° que facilita a saída dos sólidos do fundo dos reatores.

Quando escolhe-se o não tratamento, o sistema recomendará a instalação de um hidrociclone que é um equipamento barato e que retira 90% dos sólidos, juntamente com purga nos reatores já que com o passar do tempo haverá acúmulo de sólidos, pois, o processo de fermentação alcoólica continua tem como característica manter sólidos insolúveis (levedura) em processo.

Temperatura do vapor para o tratamento de caldo : Parâmetro : TEMPVAP

Este parâmetro é necessário para se determinar o calor de vaporização do vapor saturado, através de uma correlação empírica. Este parâmetro será enviado a um programa específico (VAPOR.EXE) , onde será calculado a quantidade de vapor (kg/h) e a área de troca térmica do trocador necessário para se fazer o tratamento.

Número de estágio do processo : Parâmetro : ESTAGIO

Este parâmetro é muito importante para o processo. Para condições definidas, nota-se um aumento na produtividade quando se aumenta o número de estágios. O ganho em diferença de produtividade a partir de quatro estágios é muito pequena, por isto o sistema recomenda o número de quatro estágios, isto pode ser observado na Figura 10.

Quanto maior o número de estágios há um aumento de produtividade, porém aumenta-se os problemas hidráulicos devido ao grande desnível necessário, além de outros problemas como maior quantidade de bombas, trocadores de calor, etc., que encarecem a construção e manutenção da planta. O número de estágios é usado no cálculo dos volumes e produtividade do sistema.

Número de cubas - Parâmetro : CUBA

Em um processo contínuo deve-se fazer o reciclo de células. Optou-se aqui em realizar o clássico tratamento ácido no creme de leveduras que vem sendo feito há décadas nas destilarias brasileiras e com bom resultado.

Usualmente em destilarias utilizam-se três ou quatro cubas, quatro acarretam em cubas de volumes menores, permitindo uma melhor distribuição destes tanques na planta. O sistema recomenda o uso de quatro cubas, pois estas podem funcionar como tanque pulmão e conseqüentemente proporcionando uma maior flexibilidade na planta.

Dados de entrada : Parâmetro : DADOS

Este parâmetro tem a finalidade de solicitar ao usuário qual o dado de entrada desejado. Existem duas opções : vazão de mosto de entrada (alimentação) em m³/h ou produção de etanol em m³/dia. Dependendo da opção escolhida, tem-se balanços de massa diferentes.

Quando escolhe-se a vazão de mosto na alimentação, o sistema pergunta a concentração de açúcar no mosto. Quando a opção é produção de álcool, o sistema pergunta a produção de álcool desejada e a concentração de etanol na saída do último estágio e calcula a concentração de açúcar e a vazão de mosto na alimentação.

Vazão de alimentação : Parâmetro : VAZENT

Quando escolhe-se o dado de entrada, vazão de mosto de entrada, o sistema pergunta qual é a vazão de mosto na alimentação. Este parâmetro será utilizado no balanço de massa para cálculo das vazões e concentrações de entrada no primeiro reator.

Concentração de açúcar na alimentação : Parâmetro : CC-MOSTO

Este parâmetro será utilizado no balanço de massa para calcular as vazões do processo e concentrações de entrada da primeira dorna. A concentração de entrada de açúcares redutores totais (ART) é de primordial importância no processo fermentativo, influenciando em vários parâmetros tais como: produtividade, consumo de vapor na destilação, número de centrífugas, etc.

Simulações indicam que uma produtividade máxima é conseguida em torno de 40 a 50 g/l de ART no mosto como pode ser observado da Figura 11. Nestas condições a concentração de etanol atingida no vinho fermentado é de 18 g/l ou 2.3 °G.L aproximadamente. Nesta concentração o consumo de vapor a ser utilizado na destilação seria muito elevado, o que tornaria o processo economicamente desvantajoso, além de implicar em problemas maiores de contaminação devido ao baixo teor alcoólico.

A produtividade do processo diminui com o aumento da concentração de açúcar e o volume total dos reatores cresce muito para concentrações acima de 200 g/l como pode ser observado da Figura 12. Neste caso, tem-se como vantagem um menor consumo de vapor na destilação, no entanto haverá uma queda na viabilidade celular, e

uma maior instabilidade do processo. Por outro lado, concentração de açúcar menor que 150 g/l resultará em baixas concentrações de etanol final e um menor tempo de residência do processo, proporcionando um aumento na produtividade. No entanto, tem-se como desvantagem o aumento no consumo de vapor utilizado na destilação, da quantidade de vinhaça, do número de centrífugas e da infecção.

Portanto, o sistema aconselha o uso de concentrações na faixa de 170 a 190 g/l de ART no mosto, faixa esta amplamente utilizada nos processos contínuos e com bons resultados.

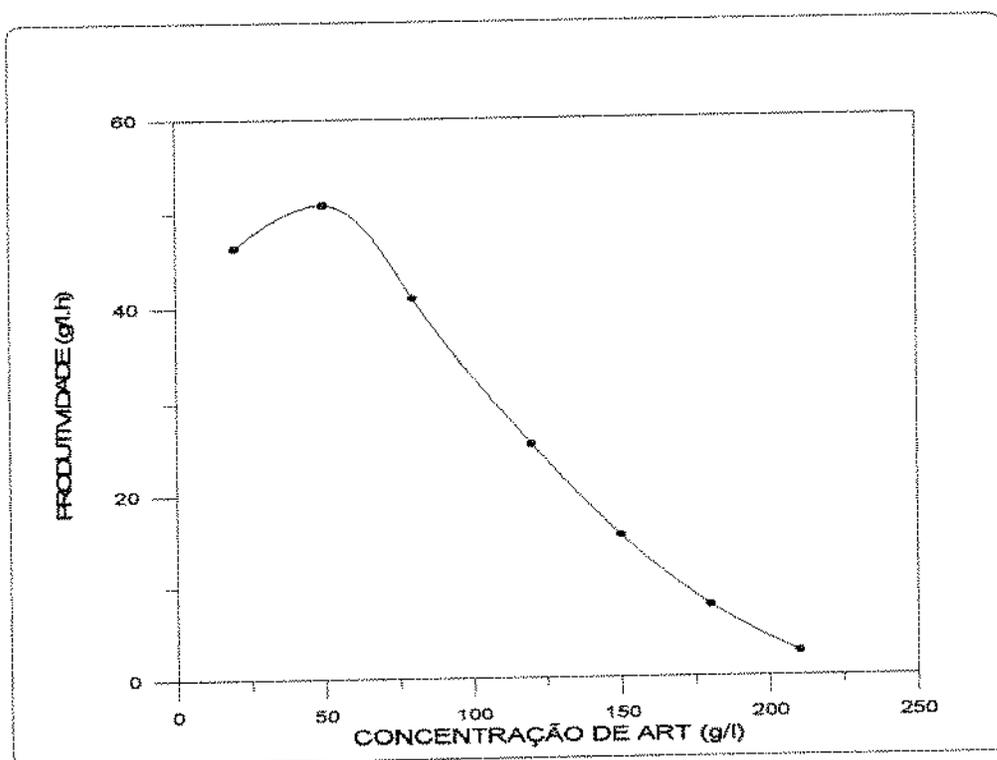


Figura 11 : Variação da produtividade com a concentração de ART

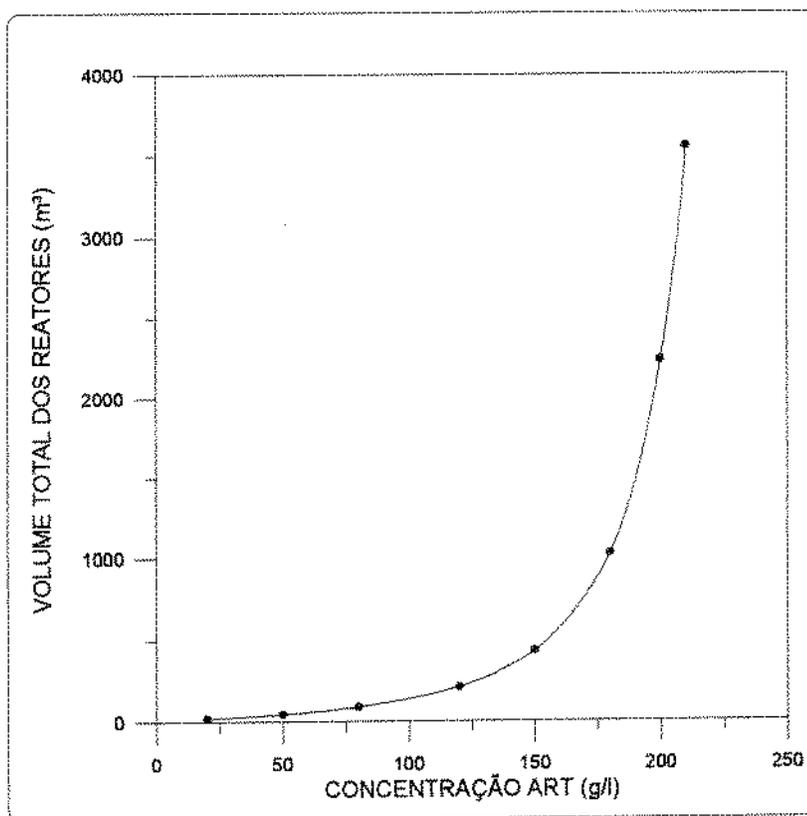


Figura 12 : Variação do volume total dos reatores com a concentração de ART

Produção de álcool desejada : Parâmetro : PROD

Este parâmetro será utilizado no balanço de massa para o cálculo das vazões. Valores em torno de 200 a 300 m³/dia, são mais usuais na indústria, mas valores diferentes podem ser escolhidos. Este parâmetro influenciará o volume dos reatores e as vazões do processo.

Concentração de etanol no último estágio : Parâmetro : CC-ALCOOL

Este parâmetro é de vital importância para o processo. Valores de concentrações baixas, acarretam em um aumento no consumo de vapor, aumento da quantidade de vinho fermentado, exigindo maior número de centrífugas. O volume de vinhaça produzido seria muito grande exigindo um sistema de distribuição bastante dispendioso. A produtividade do sistema seria elevada e um menor volume dos reatores seria requerido. Isto pode ser observado das Figuras 13 e 14. A economia nos volumes de reatores seria desprezível quando comparada aos investimentos necessários em equipamentos periféricos.

A faixa de concentração mínima que o sistema aceita é de 40 g/l (5 GL) e a máxima é de 87 g/l (11 °GL), a concentração recomendada pelo sistema é a usual de destilaria que é de 66 g/l (8,3 °GL).

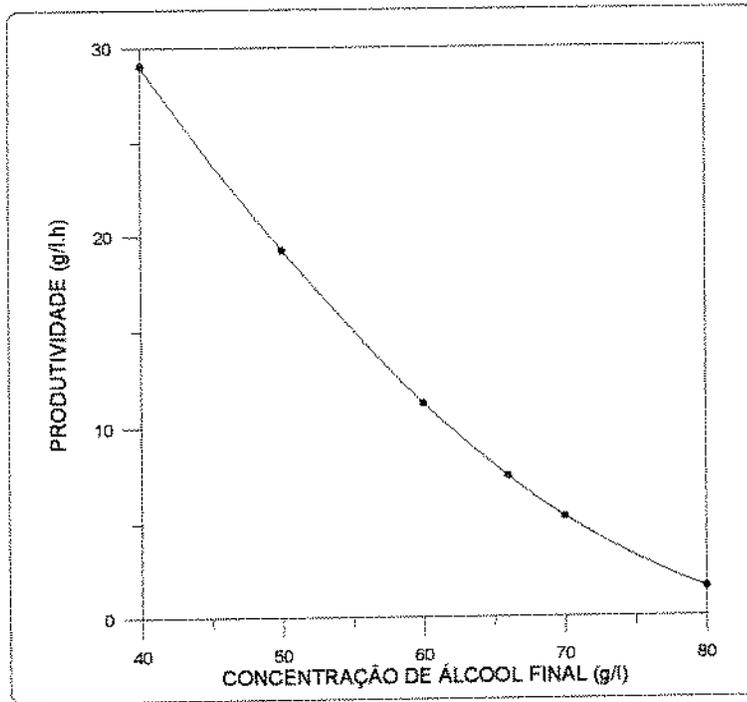


Figura 13 : Variação da produtividade com a concentração de álcool final do sistema

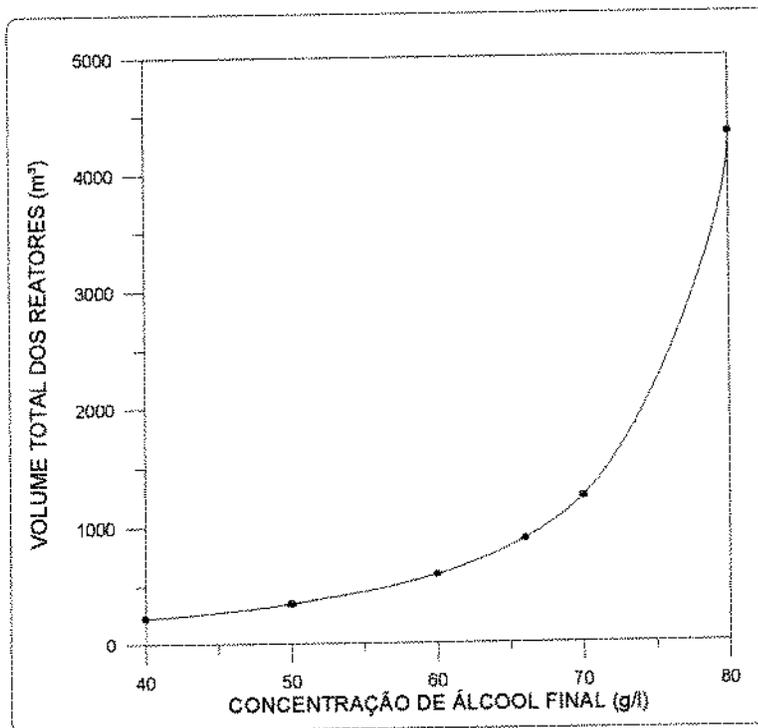


Figura 14 : Variação do volume total dos reatores com a concentração de álcool final

Concentração de células no vinho de levedurado : Parâmetro : CC-VINHOD

Esta concentração é utilizada no balanço de massa para o cálculo das vazões. Ela indica o quanto de células é perdida nas centrífugas. Uma boa centrifugação acarreta em baixa quantidade de células no vinho de levedurado. Usualmente aceita-se faixa de concentrações de até 3 g/l que não comprometem a produtividade do sistema. Porém, deve-se salientar que quanto menor esta concentração melhor para o processo. Concentrações acima de 3 g/l comprometem o processo. Neste caso o sistema indica que deve-se parar, lavar as centrífugas e examinar seus bicos.

Concentração de células no creme de leveduras : Parâmetro : CC-CREME

Este parâmetro é utilizado no balanço de massa para se determinar as vazões e as concentrações de entrada do reator. A produtividade do processo aumenta com o aumento na concentração de células no creme e o volume total dos reatores diminui, como pode ser observado das Figuras 15 e 16. A faixa de concentrações indicada pelo sistema é de 170 a 190 g/l.

Para concentrações acima de 190 g/l tem-se uma diminuição no consumo de ácido sulfúrico e maiores produtividades são alcançadas, portanto, quanto mais concentrado o creme melhor para o processo. O limite está na capacidade das centrífugas. As centrífugas geralmente trabalham com concentrações em torno de 60 % (180 g/l). A concentração depende do bom funcionamento das centrífugas, podendo atingir até 80 %, porém, tem-se maior perda de células no vinho.

O sistema frisa que um processo de concentração eficiente (pouca perda de leveduras no vinho e alta concentração no creme) é condição "sine qua non" para um bom processo fermentativo.

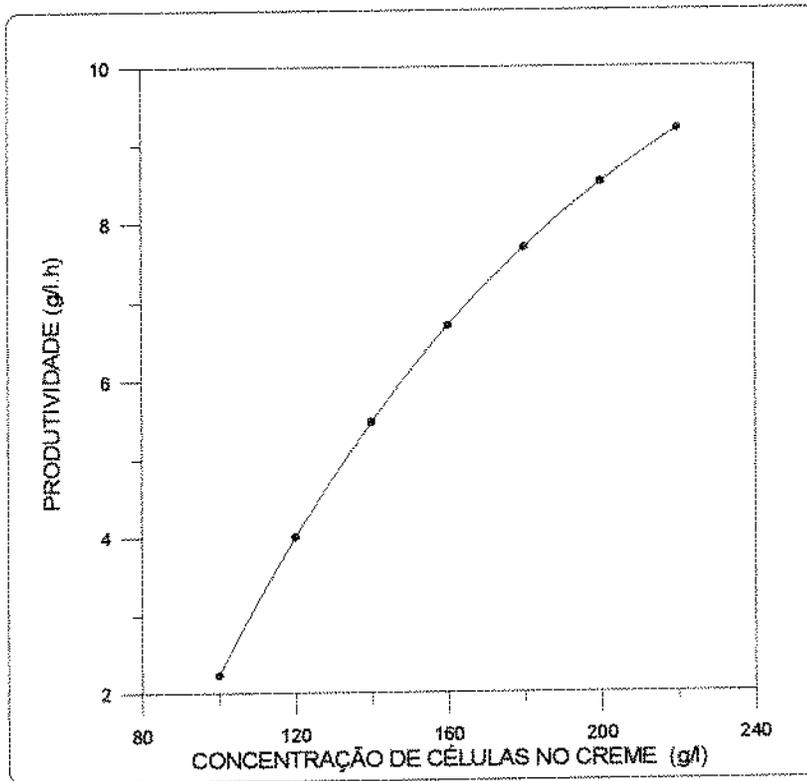


Figura 15: Variação da produtividade com a concentração de células no creme de levedura

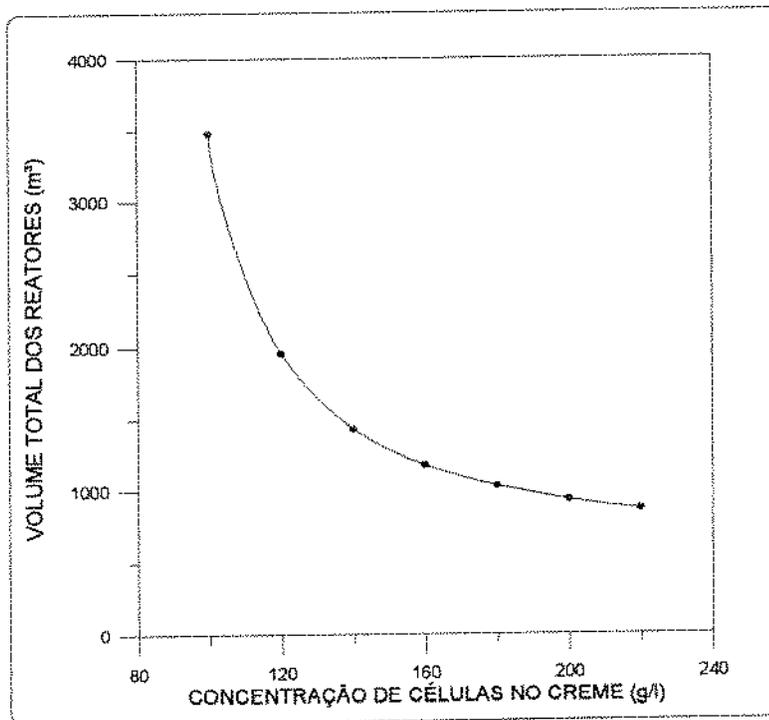


Figura 16 : Variação do volume total dos reatores com a concentração de células no creme

Concentração de células no reciclo : Parâmetro : CC-RECIC

Esta concentração é utilizada para se determinar as vazões e concentrações de entrada no reator, através do balanço de massa. Esta concentração esta relacionada à concentração de células no creme, e à água de diluição. Experiências em usinas indicam que a proporção de creme igual a de água (1 : 1) são favoráveis ao processo, pois acarretará em menor teor alcoólico no fermento tratado, sem causar um grande efeito diluidor no vinho delevedurado.

Taxa de reciclo : Parâmetro : RECIC

A taxa de reciclo é utilizada no cálculo de vazões do reator. Este parâmetro é muito importante no processo, pois o volume total dos reatores diminui e a produtividade aumenta com o aumento da taxa de reciclo. Porém, altas taxas de reciclo aumentam a taxa de diluição nos reatores, diminuindo a concentração final de etanol o que implica em um aumento no consumo de vapor para destilação e aumento na demanda por equipamentos periféricos.

O sistema indica uma faixa de taxa de reciclo de 25 a 35 % , onde consegue-se uma faixa ótima de operação, com menor volume de reatores e razoável produtividade, como pode ser observado das Figuras 17 e 18.

Para taxas de reciclo abaixo de 25 %, tem-se uma menor concentração de células que saem das centrífugas, portanto adiciona-se menos água e com isto tem-se um maior poder tampão do creme e maior consumo de ácido. Para taxas de reciclo acima de 35 % haverá necessidade de mais equipamentos periféricos, e maior consumo de vapor.

Tempo de tratamento do creme de levedura : Parâmetro : TEMPO

Este parâmetro é usado para o cálculo do volume das cubas, o sistema indica ao usuário duas opções : 1 ou 2 horas, estes são os tempos usuais nas destilarias, tempos maiores poderiam reduzir a viabilidade da levedura.

Este tempo é necessário para eliminação de contaminantes (bactérias) devido ao baixo pH do meio, e ao mesmo tempo ativação das leveduras através da adição de ar. O sistema recomenda o tempo de duas horas pois, desta forma tem-se maior flexibilidade na planta caso ocorra imprevistos no processo.

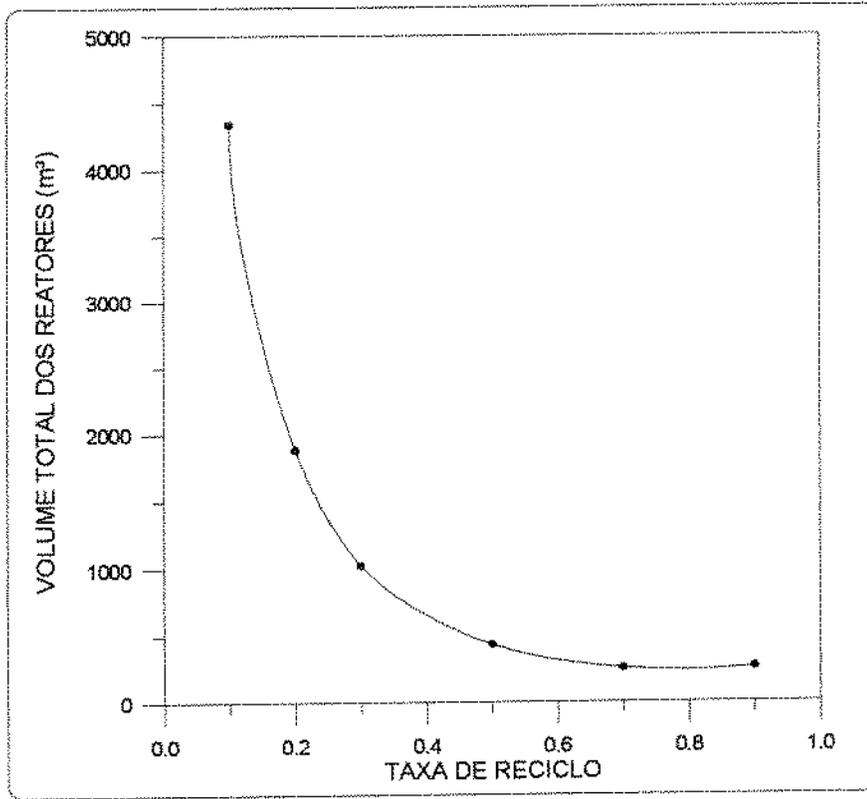


Figura 17 : Variação do volume total dos reatores com a taxa de reciclo

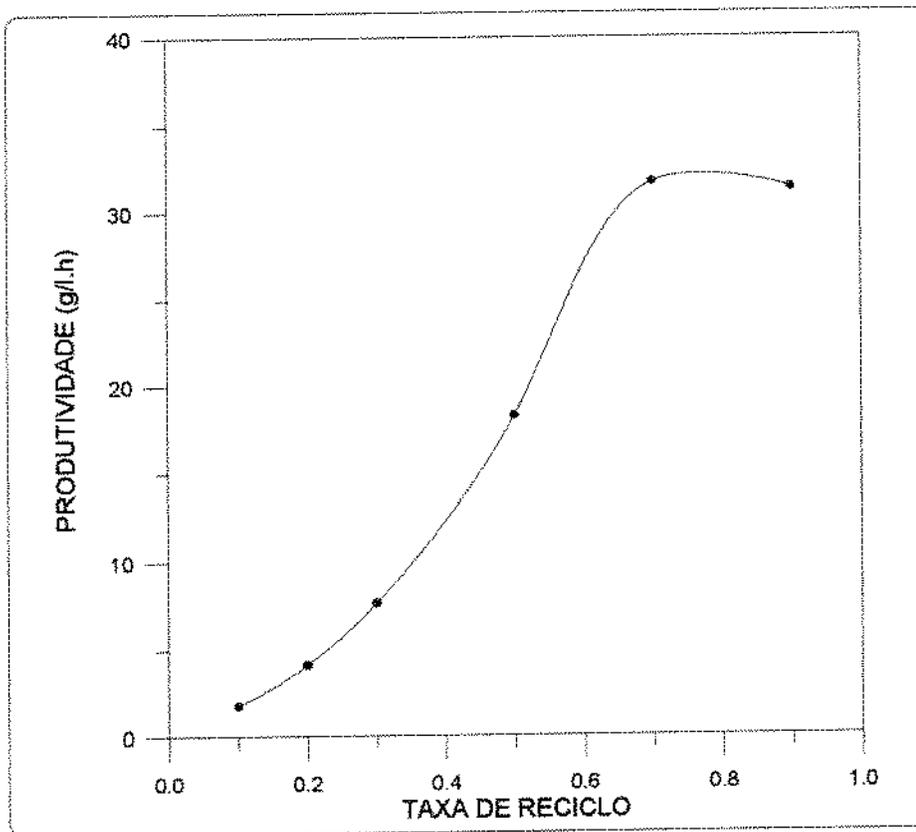


Figura 18 : Variação da produtividade com a taxa de reciclo

Capacidade nominal das centrífugas : Parâmetro : CENTR

Este parâmetro é utilizado no cálculo do número de centrífugas. O usuário poderá escolher entre as capacidades nominais de 40,60, 80 e 90 m³/h que são capacidades usuais de trabalho na indústria.

Temperatura da água de resfriamento : Parâmetro : TAGUA

Esta temperatura é usada no balanço energético para o cálculo da área de troca térmica e vazões dos trocadores de resfriamento dos reatores. O sistema recomenda usar a temperatura máxima do rio, lagoa ou torre de resfriamento onde vai ser captado a água.

Temperatura do mosto : Parâmetro : TMOSTO

Esta temperatura é usada no balanço energético para o cálculo da área de troca térmica e vazões nos trocadores de calor dos reatores. Quanto menor a temperatura, melhor é para o processo pois, acarreta em uma diminuição da energia ou área de troca térmica necessária para o resfriamento dos reatores. Ela deve ser menor que a temperatura de operação dos reatores. Temperaturas acima de 28 °C podem acarretar em sobrecarga dos trocadores e aumento da temperatura de operação dos reatores. Para temperaturas acima de 30 °C o sistema indica um trocador para o resfriamento do caldo.

Temperatura de operação dos reatores : Parâmetro : TOPER

Esta temperatura é usada no balanço energético para o cálculo da área de troca térmica e vazões nos trocadores de calor dos reatores. Este parâmetro afeta muito a produtividade do processo. Temperaturas elevadas diminuem a produtividade, como pode ser observado da Figura 19. Afetam geralmente a viabilidade das leveduras, acarretam sobrecarga no trocador e aumentam o volume total dos reatores, como pode-se observar da Figura 20.

A temperatura deve ser bem controlada, pois altas temperaturas favorecem a floculação de leveduras, o que implica em maior gasto com ácido e menor produtividade, pois, a floculação atrapalha o desempenho das centrífugas.

O sistema recomenda temperaturas na faixa de 32 a 34 °C, que implicam em produtividades que não comprometem o processo. Temperaturas altas diminuem a velocidade de produção de etanol, embora impliquem em menor área de troca térmica para os trocadores. ANDRIETTA (1994) determinou um valor ótimo de 33,5 °C que é um compromisso entre produtividade e área de troca térmica. A faixa de temperatura de operação é determinada de modo a não ter-se grande aumento na área de troca térmica dos trocadores e nem grande perdas na produtividade (Figura 20).

Tipo de Trocador : Parâmetro : TROCAD

O sistema fornece duas opções ao usuário na escolha deste parâmetro : Placas ou Casco e Tubo. O parâmetro é usado para conhecer qual será o coeficiente de troca térmica utilizado no cálculo das áreas de troca dos trocadores de calor. O sistema indica ao usuário que o trocador de placas, ocupa menor área e tem uma troca mais eficiente, porém é mais caro que o casco e tubo.

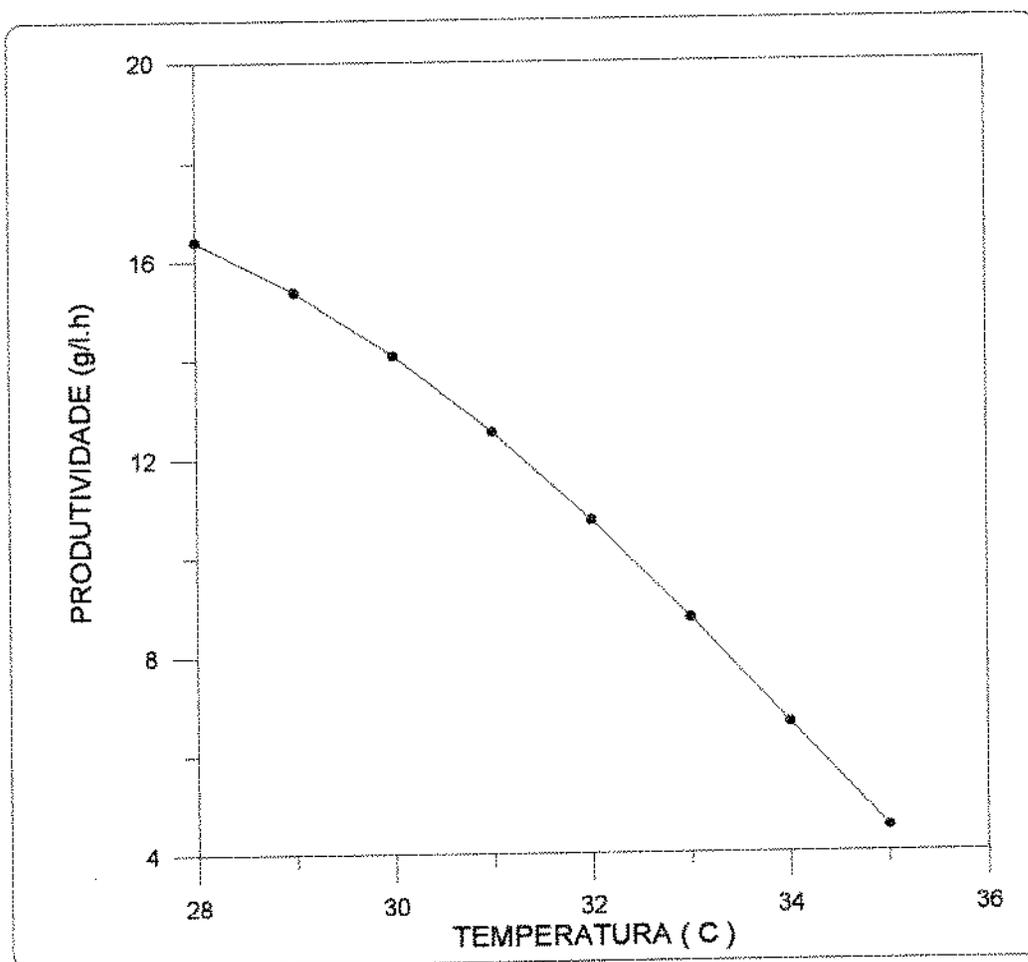


Figura 19 : Variação da produtividade com a temperatura

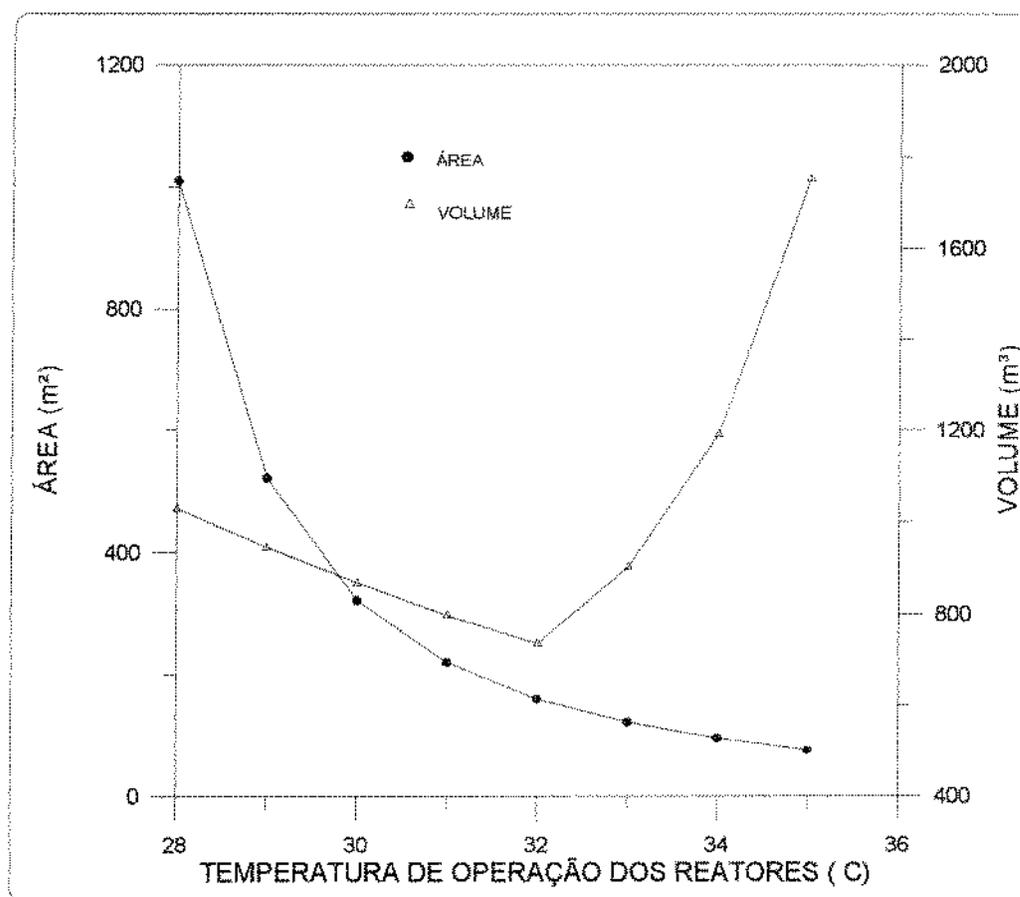


Figura 20 : Variação da temperatura de operação com o volume total dos reatores e com a área de troca térmica dos trocadores

4.3 - Considerações finais

O sistema envia os parâmetros necessários a um arquivos de dados, que serão lidos pelo programa executável, o sistema faz ainda a interface com o programa executável, mandando executar o programa através do DOS.

Com os dados de entrada, balanço de massa, calculam-se diversas vazões do processo, e as concentrações de entrada do reator. Através das equações cinéticas e balanço de massa e energia, calcula-se a velocidade específica de crescimento em cada reator, a taxa de diluição, o perfil de volume dos reatores, e as concentrações de células, substrato e etanol em cada reator, área de troca térmica e vazões de fluido reagente para os trocadores que refrigeram os reatores. O programa em linguagem executável é um programa iterativo, onde se calculam as concentrações de etanol, substrato e células nos reatores até que estas sejam constantes, a Figura 21 ilustra o algoritmo do programa.

```

- INÍCIO
- ATRIBUIÇÃO DE CONSTANTES
- LEITURA DE ARQUIVO DE DADOS
- ATRIBUIÇÃO DAS CONVERSÕES NOS REATORES
- ESTIMATIVA DAS CONCENTRAÇÕES FINAIS:
XF = 30
SF = 1
PF = 66
- FAÇA L= 1 ATÉ 10
  - EQUAÇÕES DO BALANÇO DE MASSA
  - CÁLCULO DE : SW, XW, PW
  - FAÇA I = 1 ATÉ NR
    - CÁLCULO DE : Pmáx, umáx,
      S(I), X(I), P(I), u(I), V(I)
    - FAÇA :
      FJ = 10, AT(I,K) = 0
    ① → - EQUAÇÕES DE BALANÇO DE ENERGIA
    - CÁLCULO DE : TC(K), TJ(K), AT(I,K)
    - SE : ((AT(I,K) - AT(I,K-1))/AT(I,K))* 100 FOR > 1 ENTÃO :
      FAÇA : K = K + 1
      FJ = FJ + 10
      RETORNE PARA 1
    - CASO CONTRÁRIO FAÇA :
      FT(I) = FJ(K)
      AR(I) = AT(I,K)

  - FIM DO LAÇO (END)

- FAÇA :
  XF = X (NR)
  SF = S (NR)
  PF = P (NR)
- FIM DO LAÇO (END)
- CÁLCULO DA PRODUTIVIDADE E VOLUME TOTAL DOS REATORES
- SAÍDA DE DADOS EM ARQUIVO
- FIM

```

Figura 21 : Algoritmo do programa que calcula o perfil de volume dos reatores e as áreas de troca térmica dos trocadores e suas vazões

Para a determinação da primeira estimativa de concentrações necessita-se das conversões nos reatores. Estas foram determinadas através de simulações feitas em programas desenvolvidos na Unicamp/FEA no Departamento de Engenharia pela equipe do laboratório de Engenharia Bioquímica, em função de um perfil ótimo de volume.

As conversões encontradas para os estágios são :

2 Reatores : 1 - 87.36
 2 - 99.43

3 Reatores : 1 - 69.96
 2 - 96.12
 3 - 99.60

4 Reatores : 1 - 57.00
 2 - 83.00
 3 - 96.00
 4 - 99.30

5 Reatores : 1 - 59.63
 2 - 86.24
 3 - 94.71
 4 - 98.40
 5 - 99.62

No cálculo da área de troca térmica, utilizou-se o balanço de energia. Variou-se a vazão do fluido refrigerante, e calculou-se a área de troca. Inicialmente tem-se uma queda acentuada na área de troca térmica, mas com o aumento das vazões a partir de um certo ponto a área de troca não varia muito com o aumento da vazão. Quando a diferença entre as áreas $[(i-1) - (i)]$ for menor que 1%, esta será então a área de troca determinada.

A produtividade do sistema é determinada dividindo-se a vazão de vinho delevedurado pelo volume total dos reatores multiplicado pela concentração de etanol na saída da última dorna. Os resultados são gravados em um arquivo de texto que serão lidos pelo Pcplus.

O PcPlus também faz a interface com um programa em linguagem executável que calcula a área de troca e a vazão mássica de vapor que serão utilizados para o tratamento do caldo. O PcPlus envia a temperatura do caldo, vazão do caldo e o valor 1 se o trocador for do tipo placas ou 2 se o trocador for do tipo casco e tubo. O programa usa o balanço de energia para fazer os cálculos e encontrar as respostas do programa. A Figura 22 ilustra a interface do ambiente PcPlus com o ambiente DOS, ilustrando algumas regras hipotéticas.

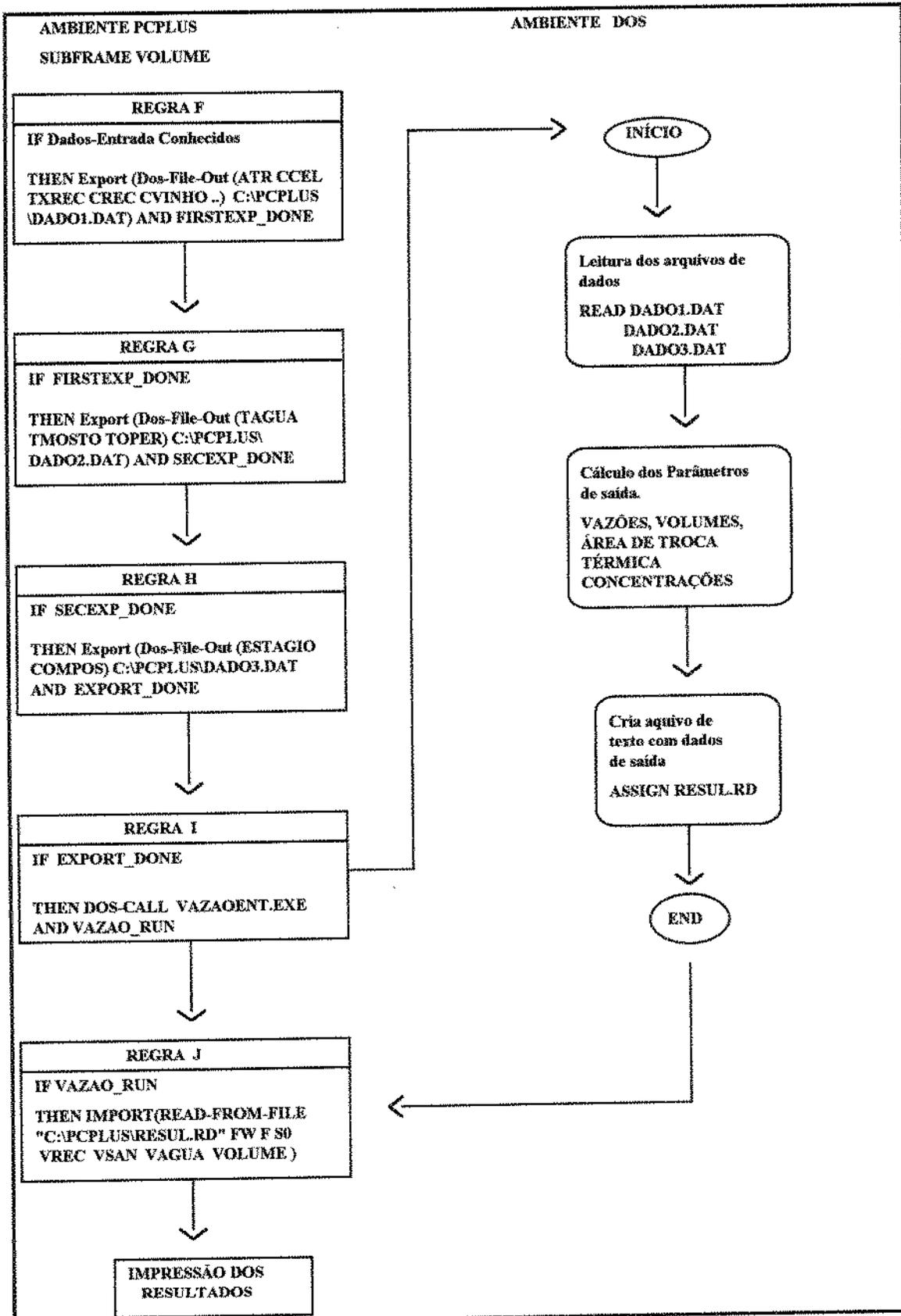


Figura 22 : Fluxograma da interface entre o ambiente PCPLUS com o DOS.

A seguir ilustra-se como se monta uma regra para se chegar as conclusões pretendidas no sistema:

```
IF MOSTO = CALDO  
THEN COMPOS = 0
```

```
IF MOSTO = MEL  
THEN COMPOS = 100
```

```
IF MOSTO = CALDO-MAIS-MEL  
THEN COMPOS_READ
```

```
IF COMPOS_READ  
THEN COMPOS = COMP
```

```
IF MOSTO = CALDO OR MOSTO = CALDO-MAIS-MEL AND CALDO = YES  
AND THEN CONSIDERFRAME VOLUME
```

```
IF DADO = VAZAO-ENTRADA  
THEN F= VAZENT AND VAZ_DONE
```

```
IF VAZ_DONE  
THEN EXPORT (DOS-FILE-OUT (F CC-MOSTO CC-VINHOD CC-CREME  
CC-RECIC RECIC) "C:\PCPLUS\DADO1.DAT") AND EXP_DONE
```

```
IF EXP_DONE  
THEN EXPORT (DOS-FILE-OUT (TAGUA TMOSTO TOPER) "C:\PCPLUS\  
DADO2.DAT") AND EXP1_DONE
```

```
IF TROCAD = PLACAS AND EXP1_DONE  
THEN U = 1 AND EXP2_DONE
```

```
IF EXP2_DONE  
THEN EXPORT( DOS-FILE-OUT ( U ESTAGIOS COMPOS)  
"C:\PCPLUS\DADO3.DAT") AND EXPORT_DONE
```

```
IF EXPORT_DONE  
THEN DOS-CALL ("C:\PCPLUS\VAZAOENT.EXE") AND VAZAO_RUN
```

```

IF VAZAO_RUN
THEN IMPORT (READ-FROM-FILE"C:\PCPLUS\VAZ.RD" AREA VOLUME
VAZAO PRODUTIVIDADE CONCENTRACAO) AND IMPOR1_DONE

IF IMPOR1_DONE
THEN PRINT "VOLUMES DOS REATORES : AREA DE TROCA TÉRMICA DOS
TROCADORES : VAZÃO DE FLUIDO REAGENTE DOS REATORES " AND
IMPOR2_DONE

IF IMPOR2_DONE
THEN PRINT "CONCENTRAÇÃO DE SUBSTRATO INICIAL : VAZÃO DE
ALIMENTAÇÃO (F) : VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR (FW) : VAZÃO
DE RECICLO : VAZÃO DE VINHO DELEVEDURADO : VAZÃO DE CREME DE
LEVEDURA : VAZÃO DE SANGRIA : VAZÃO DE ÁGUA DE DILUIÇÃO :
PRODUTIVIDADE DO PROCESSO : VOLUME TOTAL DOS REATORES :
VOLUME DE CADA DORNA : "

IF MOSTO = CALDO OR MOSTO = CALDO-MAIS-MEL AND CALDO = YES
THEN EXPORT (DOS-FILE-OUT (U TMOSTO VAZAOENT)
"C:\PCPLUS\DADO4.DAT") AND VAP1_DONE

IF VAP1_DONE
THEN DOS-CALL ("C:\PCPLUS\VAPOR.EXE") AND VAP_RUN

IF VAP_RUN
THEN IMPORT(READ-FROM-FILE "C:\PCPLUS\VAP.RD" AT KGVAP) AND
VAP_DONE

IF VAP_DONE
THEN PRINT "AREA DE TROCA TERMICA DO TROCADOR PARA O
TRATAMENTO DO CALDO: QUANTIDADE DE VAPOR PARA O
TRATAMENTO DE CALDO :" AND VAP_PRT

IF VAP_PRT AND MOSTO = CALDO OR MOSTO = CALDO-MAIS-MEL AND
CALDO = YES
THEN EQUIPAM = "Dos equipamentos para retirada de sólidos utilizados na indústria
alcooleira o decantador de bandejas é o mais eficiente e portanto é recomendado."

```

```
IF ESTAGIOS = 4 AND CUBAS = 4  
THEN G= SCREEN06
```

O sistema contém 67 regras, e vários parâmetros que não foram descritos aqui, por serem de menor importância. Para ilustrar o "software", no anexo I encontra-se algumas telas, que são apresentadas quando utiliza-se o PcPlus. Apresenta-se a tela de inicialização e de objetivos, em seguida uma tela que questiona o usuário sobre o tipo de mosto e uma tela apresentando o "help" do sistema, estas são telas de consulta do sistema. Apresenta-se também a tela de frames onde mostra os dois frames existentes, a tela de parâmetros (VOLUME-PARMS) e três telas ilustrando as regras 27, 31 e 45, estas são telas que aparecem no desenvolvimento do sistema.

No anexo II, apresenta-se exemplos de alguns resultados obtidos na utilização do sistema, nesta impressão não aparece os "help" e mensagens que somente aparecem quando consulta-se o sistema especialista no vídeo.

5 - CONCLUSÃO

O sistema especialista desenvolvido, para ser utilizado no "design" de unidades fermentativas para produção de álcool, poderá ser aplicado com relativa facilidade, por ter uma interface usuário bastante acessível e compreensível. Não requer conhecimentos especiais de informática e nem do processo em questão. Basta ao usuário estar munido dos dados de processo e de produção que serão solicitados no decorrer de uma consulta. Os dados que serão solicitados são: tipo de mosto, composição do mosto, tipo de trocador, número de cubas, tempo de tratamento do creme, vazão de alimentação do caldo ou produção de etanol, concentração de açúcar na entrada do processo, concentração de células no creme, concentração de células no reciclo, concentração de células no vinho delevedurado, taxa de reciclo, temperatura do mosto na entrada do reator, temperatura de operação do reator, temperatura da água de resfriamento, número de estágios e capacidade da centrífuga. Para a maioria destes dados o sistema fornece um "Help" onde é aconselhado valores ótimos ou usuais, de forma que, se houver dúvidas, ela poderá ser sanada pelo próprio sistema.

Além disso, no desenvolvimento do sistema especialista, tomou-se o cuidado de empregar conceitos e práticas largamente conhecidas e aplicadas nas destilarias brasileiras, como: tratamento ácido, taxa de reciclo, geometria e disposição dos reatores, concentração de açúcar no mosto, grau alcoólico, etc., de forma que não há um distanciamento muito grande entre o que é proposto pelo sistema e o que é atualmente praticado. A contribuição do sistema está no "design" da planta baseado em critérios de otimização. Assim a planta será mais compacta, econômica e produtiva, devido a minimização de volumes dos reatores, de superfícies de troca de calor, de consumo de vapor e consumo de anti-espumante. Os custos fixos e variáveis são conseqüentemente minimizados.

Na elaboração do sistema foi necessário interfaceamento com programas que simulam o processo, resultando em dados com bases científicas mais sólidas, pois estes programas foram criados sob critérios rígidos de cinética fermentativa e balanços de massa e energia. Os resultados deste programa foram testados na prática, na implantação da Usina Guarani em Severínia, SP, mostrando ser muito confiáveis pois, o desvio entre o previsto pelos modelos matemáticos e a prática foi mínimo (1 a 5 %).

O sistema poderá também auxiliar na tomada de decisões nas etapas de projeto e reforma de usinas, dando uma análise prévia das condições de operação do processo e sua geometria. Assim sendo, as usinas terão um estudo prévio antes de se fazer alguma modificação, o que irá reduzir falhas no projeto e poderá dar uma idéia do espaço físico e custos necessários para a realização do projeto.

Inteligência artificial recentemente chegou à Engenharia Bioquímica. No Brasil ela é quase inexistente. Este trabalho é um dos pioneiros nesta área, e espera-se que poderá dar grande suporte no desenvolvimento da indústria alcooleira.

6 - SUGESTÕES

- O sistema deve ser estendido a toda a usina, envolvendo unidades chaves como destilação e moagem.
- O sistema pode também ser estendido para controle, supervisão de processo e diagnóstico de falhas operacionais.
- Seria interessante, utilizar um "software" mais recente, o que implicará em aporte de uma quantidade maior de recursos para o Sistema Especialista.

6 - REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

1. ANDRIETTA, S. R. **Modelagem, simulação e controle de fermentação contínua em escala industrial.** Campinas, 1994. Tese (Doutor em Engenharia de Alimentos) Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
2. ANDRIETTA, S. R. Otimização de processo de fermentação alcoólica em múltiplos estágio. **Stab Açúcar, Álcool e Subprodutos.** 10 (2) : 35-37, 1991.
3. ANDRIETTA, S. R. & MAUGERI FILHO, F. Optimum design of a continuous fermentation unit of an industrial plant alcohol production. **Advances in Bioprocess Engineering**, 1994. (in press)
4. ANDRIETTA, S. R. & STUPIELLO, J. P. Simulação e modelagem para processos de fermentação alcoólica (II) contínua. **Stab Açúcar, Álcool e Subprodutos.** 9 : 45-51, 1990.
5. ANDRIETTA, S. R.; STUPIELLO, J. P.; GAMBARO, V. V.; FIORIM, F.; FABRO, J. L.; PALMER, C. L. S.; MAUGERI, FILHO, F. Fermentação contínua - Projeto, controle e aspectos operacionais - Usina Guarani. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos.** 12 (5) : 26-30, 1994.
6. ASENJO, J. A.; HERRERA, L., BYRNE, B. Development of an expert system for selection and synthesis of protein purification process. **Journal of Biotechnology** 11 : 275-298, 1989.
8. BAÑARES-ALCÁNTARA, R. & WESTERBERG A. W. Development of an expert system for physical property predictions. **Computers & Chemical Engineering** 9 (2) : 27-142, 1985.
8. BAYLEY, J. E. & OLLIS, D. F. Biochemical engineering fundamentals. 2^a ed. N. York, McGraw Hill, 1986.
9. BERTELLI, L. G. Dezesesseis anos de Proálcool. **Stab. Açúcar, Álcool e Subprodutos** 11 (1) : 19-20, 1992.

10. BORZANI, W. & FERNANDES, A.L. Cinética da fermentação alcoólica contínua. In : SIMPÓSIO DE FERMENTAÇÃO, 1, S. Paulo, 1964. **Anais.** p. 71-76
11. DALE M. C.; CHEN. C.; OKOS M. R. Cell growth and death rates as factors in the long-term performance, modeling, and design of immobilized cell reactors. **Biotechnol. and Bioeng.** **36** : 983-992, 1990.
12. DAVIDSON, V. J. Expert systems in process control. **Food Research International** **27** : 121-128, 1994.
13. DOURADO, A.; GOMA, G.; ALBUQUERQUE, U. SEVELI, Y. Modeling and static optimization of the ethanol production in a cascade reactor. I. Modeling. **Biotechnol. and Bioeng.** **29** : 187-194, 1987.
14. DUNN, I.J. & MOR, J.R. Variable-volume continuous cultivation. **Biotechnol. and Bioeng.** **17** : 1805-1822, 1975.
15. ESENER, A.A.; ROELS, J. A.; KOSSEN, N.W.F. Fed-batch culture: modeling and applications in the study of microbial energetics. **Biotechnol. and Bioeng.** **23** : 1851-1871, 1981.
16. FINGUERUT, J.; CÉSAR, A.R.P.; LEINER, K. H.; VAZ ROSSEL C. E. Fermentação contínua em múltiplos estágios. **Stab Açúcar, Álcool e subprodutos.** **10** (3) : 41-42, 1992.
17. GHOSE, T. & THYAGI, R. Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolysisate. II product and substrate inhibition and fermentor design. **Biotechnol. Bioeng.**, **21**: 1411, 1979.
18. GOMA G. & ALBUQUERQUE U. Modeling and static optimization of the ethanol production in a cascade reactor. I. Modeling. **Biotechnol. and Bioeng.** **29** : 187 - 194, 1987.
19. HITZMANN, B.; LUBBERT, A.; SCHUGERL, K. An expert system approach for the control of a bioprocess. I : Knowledge representation and processing. **Biotechnol. and Bioeng.** **39** : 33-43, 1992.

20. JARZBSKI A. B. & MALINOWSKI J.J. Modeling of ethanol fermentation at high yeast concentrations. **Biotechnol. and Bioeng.** **34** : 1225-1230, 1989.
21. LAHDENPERÄ E.; KORHONEN E.; NYSTRÖM L. An expert system for selection of solid-liquid separation equipment. **Computer Chem. Engng.** **13** (4/5) : 467- 474, 1989.
22. LAPOINTE J.; MARCOS B.; VEILLETTE M.; LAFLAMME G. Bioexpert - An expert system for wastewater treatment process diagnosis. **Computers Chem. Engng.** **13** (6) : 619-630, 1989.
23. LEE J. M.; POLLARD J. F.; COULMAN G. A. Ethanol fermentation with cell recycling, computer simulation. **Biotechnol. and Bioeng.** **25** : 497-511, 1983.
24. LOCHER G.; BERNHARD S.; ARMIN F. Automatic bioprocess control. 2. implementations and practical experiences. **Journal of Biotechnology** **19** : 127-144, 1991.
25. LUONG, J.H.T. Kinetics of ethanol inhibition in alcohol fermentation. **Biotechnol. and Bioeng.** **27** : 280-285, 1985.
26. MAH R. S.; SCHNELLE K. D.; PATEL A. N. A Plant - Wide quality expert system for steel mills. **Computers Chem. Engng.** **15** (6) : 445-450, 1991.
27. MAUGERI FILHO, F. & ASENJO J. A.. An expert system for selection and synthesis of protein purification process. In : TODDY, P.; SIKDAR, S. K.; BIER M. ed. **Frontiers in bioprocessing II**. Washington D. C. American Chemical Society, 1992. p. 358-379. Conference proceedings series
28. MONBOUQUETTE H. G. Modeling high-biomass-density cell recycle fermentors. **Biotechnol. and Bioeng.** **39** : 498-503, 1992.
29. NIIDA K.; ITOH J.; UMEDA T.; KOBAYASHI S.; ICHIKAWA A. Some expert system experiments in process engineering. **Chem. Eng. Res. Des.** **64** : 372-380, sep. 1986.

30. RAMESH, T. S.; DAVIS, J. F.; SCHWENZER, G. M. Knowledge-Based diagnostic systems for continuous process operations based upon the task framework. **Computers Chem. Engng.** **6** (2) : 109-127, 1992.
31. RECKNAGEL F.; PETZOLDT T.; JAEKE O.; KRUSCHE F. Hybrid expert system DELAQUA - a toolkit for water quality control of lakes and reservoirs. **Ecological Modelling.** **71** : 17-36, 1994.
32. REID, R. C; PRAUSNITZ, J. M.; SHERWOOD, T. K. **The Properties of Gases and liquids.** USA, McGraw-Hill, 1977, p. 200.
33. RODRIGUES, M. I.; ANDRIETTA, S.R.; MAUGERI FILHO, F. Simulação da produtividade e rendimento em fermentação alcoólica contínua, para reatores em fermentação alcoólica contínua, para reatores operando em condições ideais e não ideais de mistura. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos.** **10** (5) : 35-47, 1992.
34. SIIMES, T.; NAKAJIMA, M.; YADA, H.; ASAMA, H.; NAGAMUNE, T.; LINDO, P.; ENDO, I. Object-oriented fuzzy expert system for on-line diagnosing and control of bioprocesses. **Appl. Microbiol. Biotechnology** **37** : 756-761, 1992.
35. SIQUEIRA, A. M. Proposta de otimização para destilarias autônomas. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos.** **11** (5) : 33-38, 1993
35. PAPAFOOTIU, K.; ASSIMACOPOULOS, D.; MARINO-KOURIS, D. Synthesis of a reverse osmosis desalination plant - An Object-Oriented Approach. **Trans I. Chem E.** **70** A : 304-311, may, 1992.
36. THATIPAMALA, R.; ROHANI, S.; HILL, G. A. Effects of high product and substrate inhibition on the kinetics in biomass and product yields during ethanol batch fermentation. **Biotechnol. and Bioeng.** **40** : 289-297, 1992.
37. VAN UDEN N. Ethanol toxicity and ethanol tolerance in yeasts. **Biotechnol. and Bioeng.** **27** : 189-195, 1985.

38. VINTER, T.; PAALME T.; VILU R. FermExpert - an expert system for studies and optimization of processes of microbial synthesis. IFAC Modeling and Control of Biotechnical Processes, 2./ International Conference on Computer Applications in Fermentation Technology, 5. Keystone,1992. **Proceedings**. Tarrytown, Pergamon Press, 1992. p. 467-470.
39. ZAPERLON, F. & ANDRIETTA, S. R. Fermentação continua para a produção de álcool. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos**. 10 (4) : 23-28, 1992.

APÊNDICE

A

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

PROTOTIPO DE SISTEMA ESPECIALISTA PARA DESIGN
DE UNIDADE DE FERMENTAÇÃO EM DESTILARIA DE ALCOOL

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA

DESENVOLVIDO POR:

MARCO ANTONIO GUERREIRO
FRANCISCO MAUGERI FILHO

CAMPINAS - 1984

** End - RETURN/ENTER to continue

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

Current objective: _____

Este programa foi desenvolvido pelo Engenheiro Marco A. Guerreiro E pelo Prof. Dr. Francisco Maugeri FQ., com a colaboração do Engenheiro Dr. Silvio Andrietta, na Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas. O programa tem como objetivo servir de instrumento para profissionais que trabalham com projetos de plantas de fermentação em destilarias de álcool. O resultado final da consulta a este sistema é o projeto de uma unidade fermentativa contínua múltiplo-estágio, utilizando basicamente leveduras alcoólicas. Técnicas básicas E consolidadas de fermentação como tratamento ácido E taxa de reciclo, foram mantidas em valores compatíveis com práticas de destilarias.

O sistema fará perguntas ao usuário que serao utilizadas para chegar ao objetivo do sistema. Em caso de dúvida tecle F1 para obter maiores informações sobre o assunto.

** End - RETURN/ENTER to continue

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

QUAL O TIPO DE MOSTO A SER UTILIZADO NO PROCESSO?

CALDO
CALDO-MAIS-MEL
MEL

1. Use the arrow keys or first letter of item to position the cursor.
2. Press RETURN/ENTER to continue.

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

QUAL A COMPOSICAO DO MOSTO? [DIGITE O VALOR DA % DE MEL DO MOSTO]

Help:

Quanto maior a composicao em mel, maior o aumento de incrustacao nos aparelhos de destilacao devido a maior concentracao de ions Ca E Mg, que entram com o mel. Haverá excesso de inibidores, aumentando Ks E diminuindo a velocidade de reacao.

Para composicoes pobres em mel, deve-se adicionar macronutrientes ao mosto, principalmente fósforo E fontes de nitrogênio. A composicao ideal encontrada em estudos

** More - RETURN/ENTER to continue

1. Enter a positive number.
2. Press RETURN/ENTER to continue.

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

Frames:
VOLUME
EQUIPM

CALCULO DO VOLUME DO REATOR

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

Parmgroup: VOLUME-PARMS

A1	EXPORT-DONE	PRINT51_DONE	V2	VZ2
A2	EXPORT1-DONE	PRINT5_DONE	V3	VZ3
A3	FA	PRODTV	V3_READ	VZ4
A4	FW	PRODUCAO	V4	VZ5
A5	IMP_DONE	PRODUC_RUN	V4_READ	V_READ
AC-MOSTO	NC	RECIC	V5	X1
CC-ALCOOL	NC1	RESUL_RUN	V5_READ	X2
CC-CREME	OBS	S0	VALIM	X3
CC-RECIC	P1	S1	VAPOR_DONE	X4
CC-VINHOD	P2	S2	VAP_CRI	X5
CENTRI	P3	S3	VAZAQENT_RUN	
CENTRI_DONE	P4	S4	VAZENT	
CUBA1_DONE	P5	S5	VCREME	
CV	PRIN1_DONE	TMOSTO	VD1	
CVAP	PRINT1_DONE	TOFER	VRECIC	
CVAP_DONE	PRINT2_DONE	TRESF	VSANGRIA	
DADO1_READ	PRINT3_DONE	TROC	VT	
DADOS	PRINT41_DONE	U	VVDEL	
DATA_READ	PRINT4_DONE	V1	VZ1	

Area de troca termica do reator do estagio 1 em m2

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

Rule:31

```
IF      :: PRODUC_RUN
THEN    :: IMPORT (READ-FROM-FILE "C:\PCPLUS\DADO1" VALIM VVDEL
                VSANGRIA VRECIC VCREME FW FA PRODTV VT SQ) AND
                DADO1_READ
DESCRIPTION  :: REGRA P/ IMPORTAR DADOS DE VAZoes
```

Condition/premise clause(s) of the rule.

DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA

Rule:31

```
IF      :: PRODUC_RUN
THEN    :: IMPORT (READ-FROM-FILE "C:\PCPLUS\DADO1" VALIM VVDEL
                VSANGRIA VRECIC VCREME FW FA PRODTV VT SO) AND
                DADO1_READ
DESCRIPTION  :: REGRA P/ IMPORTAR DADOS DE VAZUES
```

Condition/premise clause(s) of the rule.

APÊNDICE

B

Consultation record for: (DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA)

TIPO DE MOSTO	:: CALDO-MAIS-MEL
COMPOSICAO DO MOSTO	:: 40
O CALDO SERA TRATADO ?	:: YES
TIPO DE TROCADOR	:: PLACAS
TEMPERATURA DO VAPOR P/ TRATAMENTO D...	:: 150
NUMERO DE CUBAS	:: 3
TEMPO DE TRATAMENTO DO CREME DE LEVE...	:: 1
DADOS DE ENTRADA	:: VAZAO-ENTRADA-M3/H
VALOR DA VAZAO DE ENTRADA	:: 100
CONCENTRAÇÃO DE AÇUCAR NO MOSTO (ART)	:: 180
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO CREME DE ...	:: 180
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO RECICLO	:: 90
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO VINHO DEL...	:: 3
TAXA DE RECICLO	:: .3
TEMPERATURA DO MOSTO (C)	:: 29
TEMPERATURA DE OPERAÇÃO (C)	:: 33.5
TEMPERATURA DA AGUA DE RESFRIAMENTO (C)	:: 26
NUMERO DE ESTAGIOS	:: 4
IMPORT	:: ()
VAZAO DAS CENTRIFUGAS	:: 60
IMPORT	:: ()

Conclusions for frame: VOLUME-1

Concentração de substrato inicial em g/l is as follows: 180

Vazao de alimentação em m³/h is as follows: 100

Vazao de alimentação do reator em m³/h - [FW] is as follows: 143

Vazao de reciclo em m³/h is as follows: 43

Vazao de vinho de levedurado em m³/h is as follows: 120

Vazao de creme de levedura em m³/h is as follows: 23

Vazao de sangria em m³/h is as follows: 1.3

Vazao de agua de diluição em m³/h is as follows: 21

Produtividade do processo em g/l h is as follows: 7.69

Volume total dos reatores em m³ is as follows: 1025

Volume de cada cuba em m³ is as follows: 14

Area de troca termica do reator do estagio 1 em m² is as follows: 61.17

Area de troca termica do reator do estagio 2 em m² is as follows: 43.43

Area de troca termica do reator do estagio 3 em m² is as follows: 18.99

Area de troca termica do reator do estagio 4 em m² is as follows: 4.15

Area de troca termica do reator do estagio 5 em m² is as follows: 0

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 1 em m³/h is as follows:
335.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 2 em m³/h is as follows:
280.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 3 em m³/h is as follows:
190.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 4 em m³/h is as follows:
90.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 5 is as follows: 0

OBS is as follows: O trocador escolhido foi de placas. No tratamento recomenda-se utilizar trocadores regenerativos, que implicará em menor consumo de vapor que poderá ser utilizado para recuperação de energia.

Quantidade de vapor para o tratamento de caldo em kg/h is as follows:
14852.48

Area de troca termica para tratamento de caldo em m² is as follows: 28.57

Número de centrifugas is as follows: 4

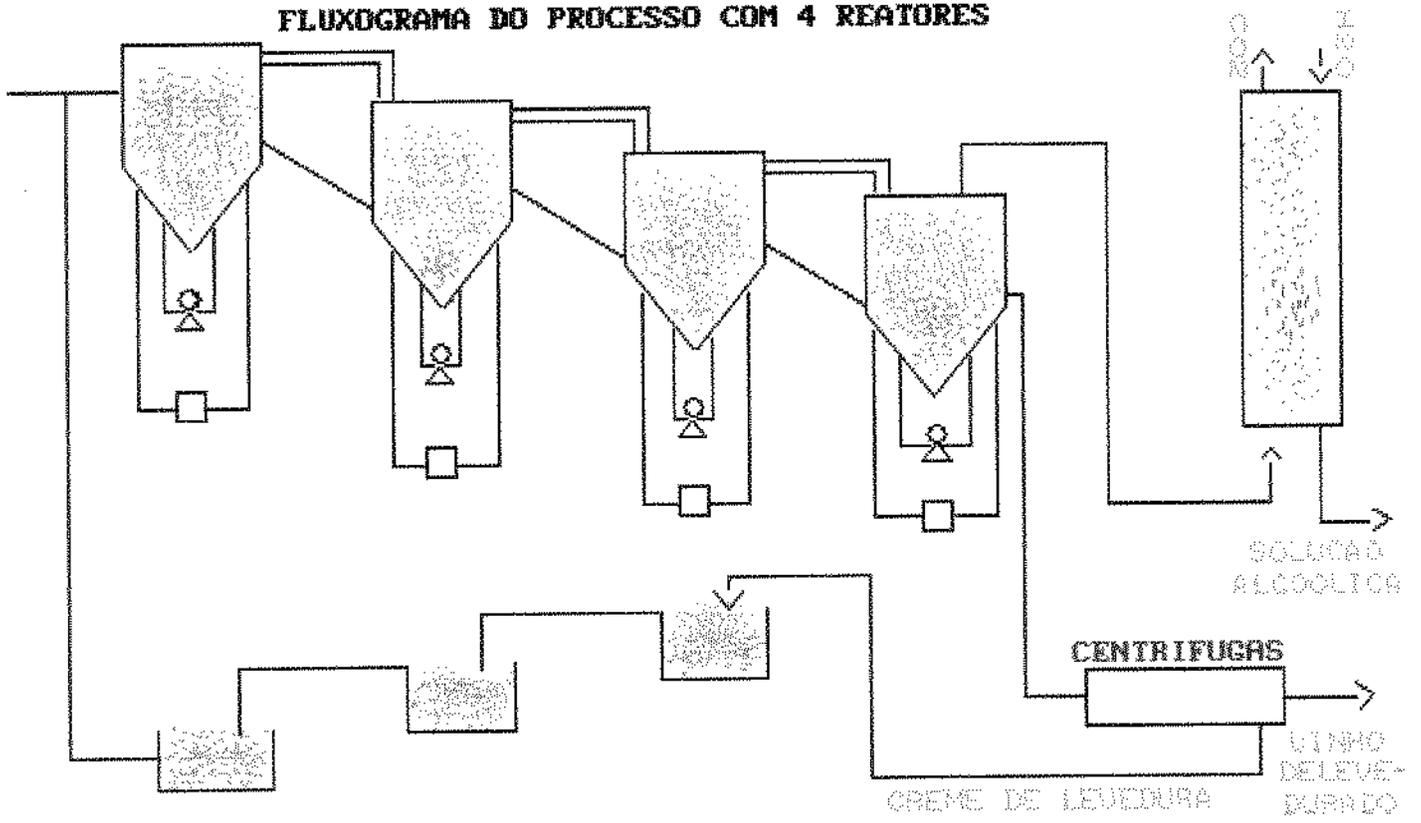
Conclusions for frame: EQUIPM-1

OBS1 is as follows: Dos equipamentos de retirada de sólidos utilizados na indústria alcooleira o decantador de bandejas é o mais eficiente e portanto é recomendado. Apesar de fazer o tratamento do caldo, aconselha-se utilizar reatores de fundo conico {60}, para garantir que nao haverá acúmulo de sólidos. O projeto encarecerá devido ao custo de instalação dos reatores

O FLUXOGRAMA DO PROCESSO É: is as follows:

Graphic output from file: SCREEN05

FLUXOGRAMA DO PROCESSO COM 4 REATORES



Consultation record for: (DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA)

TIPO DE MOSTO	:: CALDO
O CALDO SERA TRATADO ?	:: YES
TIPO DE TROCADOR	:: CASCO-TUBO
TEMPERATURA DO VAPOR P/ TRATAMENTO D...	:: 120
NUMERO DE CUBAS	:: 4
TEMPO DE TRATAMENTO DO CREME DE LEVE...	:: 2
DADOS DE ENTRADA	:: PRODUÇÃO-ALCOOL-M3/DIA
PRODUCAO DESEJADA	:: 260
CONCENTRAÇÃO DE ALCOOL FINAL	:: 66
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO CREME DE ...	:: 180
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO RECICLO	:: 90
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO VINHO DEL...	:: 3
TAXA DE RECICLO	:: .3
TEMPERATURA DO MOSTO (C)	:: 29
TEMPERATURA DE OPERAÇÃO (C)	:: 33
TEMPERATURA DA AGUA DE RESFRIAMENTO (C)	:: 26
NUMERO DE ESTAGIOS	:: 2
IMPORT	:: ()
VAZAO DAS CENTRIFUGAS	:: 80
IMPORT	:: ()

Conclusions for frame: VOLUME-1

Concentração de substrato inicial em g/l is as follows: 181

Vazao de alimentação em m³/h is as follows: 108

Vazao de alimentação do reator em m³/h - [FW] is as follows: 154

Vazao de reciclo em m³/h is as follows: 46

Vazao de vinho de levedurado em m³/h is as follows: 129

Vazao de creme de levedura em m³/h is as follows: 24

Vazao de sangria em m³/h is as follows: 1.4

Vazao de agua de diluição em m³/h is as follows: 23

Produtividade do processo em g/l h is as follows: 3.89

Volume total dos reatores em m³ is as follows: 2200

Volume de cada cuba em m³ is as follows: 23

Area de troca termica do reator do estagio 1 em m² is as follows: 690.81

Area de troca termica do reator do estagio 2 em m² is as follows: 81.2

Area de troca termica do reator do estagio 3 em m² is as follows: 0

Area de troca termica do reator do estagio 4 em m² is as follows: 0

Area de troca termica do reator do estagio 5 em m² is as follows: 0

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 1 em m³/h is as follows:
570.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 2 em m³/h is as follows:
195.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 3 em m³/h is as follows:
0

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 4 em m³/h is as follows:
0

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 5 is as follows: 0

OBS is as follows: O trocador escolhido foi o casco-tubo. Recomenda-se utilizar trocador regenerativo no tratamento de caldo que implicará em menor consumo de vapor que poderá ser utilizado para recuperação de energia.

Quantidade de vapor para o tratamento de caldo em kg/h is as follows:
15279.38

Area de troca termica para tratamento de caldo em m² is as follows: 120.

Número de centrifugas is as follows: 3

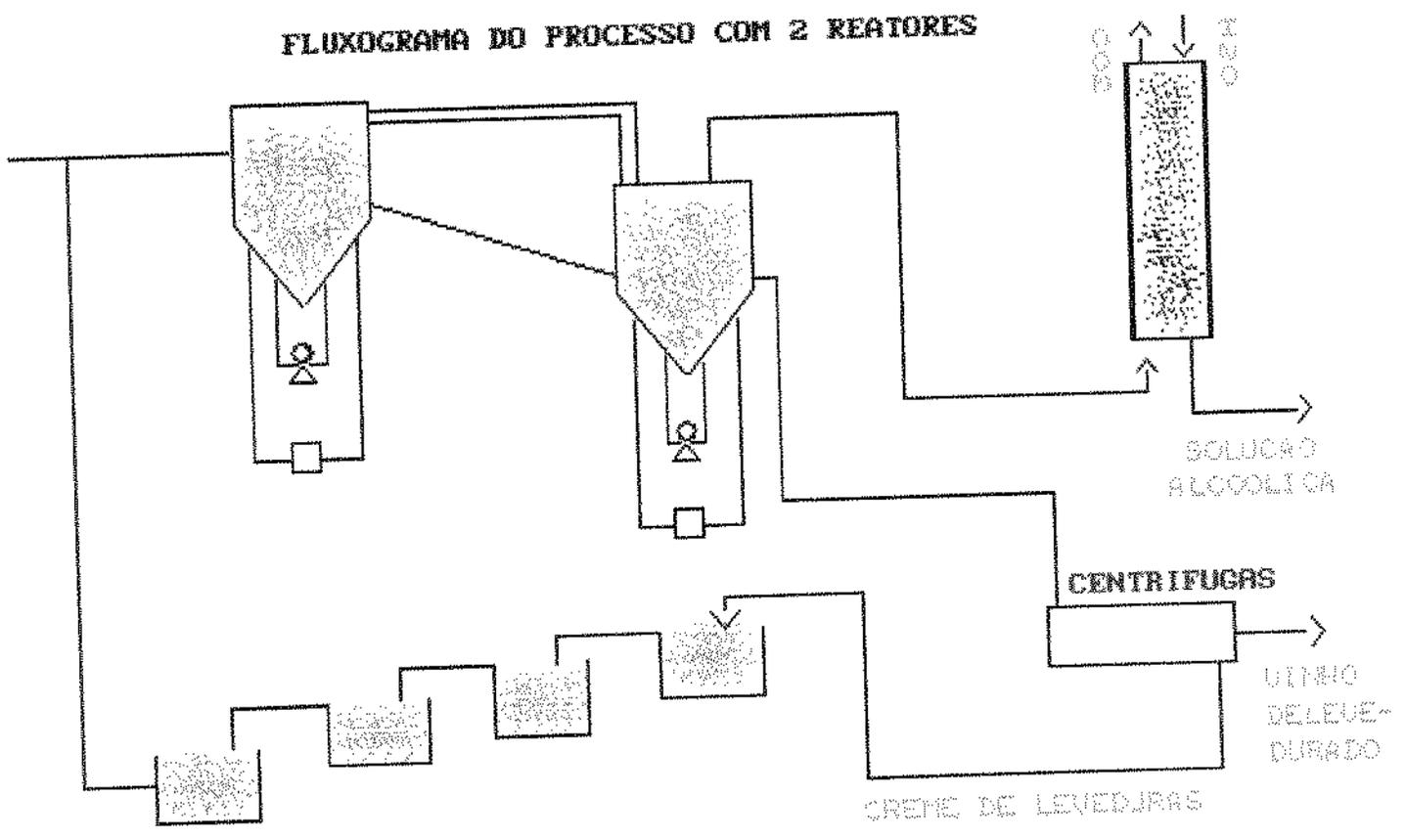
Conclusions for frame: EQUIPM-1

OBS1 is as follows: Dos equipamentos para retirada de sólidos utilizados na indústria alcooleira, o decantador de bandejas é o mais eficiente e portanto é recomendado. Apesar de fazer o tratamento do caldo, recomenda-se utilizar reatores de fundo conico {60}, para garantir que nao haverá acúmulo de sólidos. O projeto encarecerá devido ao custo de instalação.

O FLUXOGRAMA DO PROCESSO É: is as follows:

Graphic output from file: SCREEN02

FLUXOGRAMA DO PROCESSO COM 2 REATORES



Consultation record for: (DESIGN DE PLANTAS DE FERMENTAÇÃO ALCOOLICA CONTINUA)

TIPO DE MOSTO	:: MEL
TIPO DE TROCADOR	:: PLACAS
NUMERO DE CUBAS	:: 4
TEMPO DE TRATAMENTO DO CREME DE LEVE...	:: 2
DADOS DE ENTRADA	:: VAZAO-ENTRADA-M3/H
VALOR DA VAZAO DE ENTRADA	:: 100
CONCENTRAÇÃO DE AÇUCAR NO MOSTO (ART)	:: 180
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO CREME DE ...	:: 180
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO RECICLO	:: 90
CONCENTRAÇÃO DE CÉLULAS NO VINHO DEL...	:: 3
TAXA DE RECICLO	:: .3
TEMPERATURA DO MOSTO (C)	:: 29
TEMPERATURA DE OPERAÇÃO (C)	:: 33
TEMPERATURA DA AGUA DE RESFRIAMENTO (C)	:: 26
NUMERO DE ESTAGIOS	:: 5
IMPORT	:: ()
VAZAO DAS CENTRIFUGAS	:: 90
IMPORT	:: ()

Conclusions for frame: VOLUME-1

Concentração de substrato inicial em g/l is as follows: 180

Vazao de alimentação em m³/h is as follows: 100

Vazao de alimentação do reator em m³/h - [FW] is as follows: 143

Vazao de reciclo em m³/h is as follows: 43

Vazao de vinho de levedurado em m³/h is as follows: 120

Vazao de creme de levedura em m³/h is as follows: 23

Vazao de sangria em m³/h is as follows: 1.3

Vazao de agua de diluição em m³/h is as follows: 21

Produtividade do processo em g/l h is as follows: 7.59

Volume total dos reatores em m³ is as follows: 1040

Volume de cada cuba em m³ is as follows: 21

Area de troca termica do reator do estagio 1 em m² is as follows: 79.55

Area de troca termica do reator do estagio 2 em m² is as follows: 48.2

Area de troca termica do reator do estagio 3 em m² is as follows: 12.61

Area de troca termica do reator do estagio 4 em m² is as follows: 5.03

Area de troca termica do reator do estagio 5 em m² is as follows: 1.54

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 1 em m³/h is as follows:
380.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 2 em m³/h is as follows:
300.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 3 em m³/h is as follows:
155.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 4 em m³/h is as follows:
100.

Vazao de mosto E fluido de resfriamento do trocador 5 is as follows: 60.

OBS is as follows: Como utiliza-se somente mel, nao e necessario o tratamento termico

Quantidade de vapor para o tratamento de caldo em kg/h is as follows: Como utiliza-se somente mel, nao e necessario o tratamento termico

Area de troca termica para tratamento de caldo em m² is as follows: Como utiliza-se somente mel, nao e necessario o tratamento termico

Número de centrífugas is as follows: 3

Conclusions for frame: EQUIPM-1

OBS1 is as follows: Como utiliza-se somente mel, deve-se retirar íons cálcio e magnésio do processo. Deve-se fazer a retirada por meio de decantação utilizando-se fosfato monoácido de sódio 0,5 g/l com aquecimento do caldo a 121 C. durante 30 min. Aconselha-se utilizar reatores de fundo cônico {60}, para garantir que não haverá acúmulo de sólidos. O projeto encarecerá devido ao custo de instalação dos reatores.

O FLUXOGRAMA DO PROCESSO É: is as follows:

Graphic output from file: SCREEN08

FLUXOGRAMA DO PROCESSO COM 5 REATORES

